

T
621.67
V297
C.3

ANALISIS DE LA INFLUENCIA DEL ACEITE SOBRE
LA CAIDA DE PRESION EN LOS CONDUCTOS DE
ASPIRACION DE LAS PLANTAS FRIGORIFICAS



BIBLIOTECA

TESIS DE GRADO
PREVIA A LA OBTENCION DEL TITULO DE
INGENIERO MECANICO

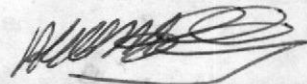
4 FEB. 1974
DONACION
INGRESADO A INVENTARIO CON
ORD. No. D 160

PRESENTADO POR
ANGEL VARGAS ZUÑIGA

EGRESADO DE LA
ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

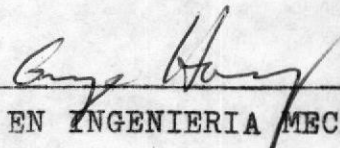
ANALISIS DE LA INFLUENCIA DEL ACEITE SOBRE
LA CAIDA DE PRESION EN LOS CONDUCTOS DE
ASPIRACION DE LAS PLANTAS FRIGORIFICAS

AUTOR:



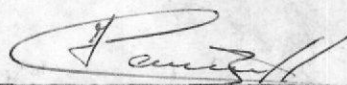
ANGEL VARGAS ZUÑIGA

CERTIFICADO POR:



DOCTOR EN INGENIERIA MECANICA
GEORGE HAERING
DIRECTOR DE TESIS

ACEPTADA POR:



INGENIERO MECANICO
FREDDY CEVALLOS B.
DIRECTOR DEL DPTO.
DE INGENIERIA MECANICA

DEDICATORIA :

A MIS PADRES Y HERMANOS

EL PATRIMONIO INTELECTUAL DE ESTA TESIS
PERTENECE A LA ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA
DEL LITORAL

DECLARACION EXPRESA :

LA RESPONSABILIDAD DE LOS HECHOS, IDEAS
Y DOCTRINAS EXPUESTAS EN ESTA TESIS,
CORRESPONDEN EXCLUSIVAMENTE A SU AUTOR

(ARTICULO SEXTO DEL REGLAMENTO DE
EXAMENES Y TITULOS PROFESIONALES)

ANGEL VARGAS ZUÑIGA

AGRADECIMIENTO :

MIS SINCEROS AGRADECIMIENTOS AL ING.
MAXIME DUMINIL, POR SU ORIENTACION --
EN EL PRESENTE ESTUDIO: AL ING. JAC
QUES DE HALLEUX POR SU COLABORACION
EN LA PARTE EXPERIMENTAL, E IGUALMEN
TE AL PERSONAL DEL LABORATORIO DE -
REFRIGERACION DEL INSTITUT FRANCAIS -
DU FROID INDUSTRIEL DE PARIS-FRANCIA.

UN AGRADECIMIENTO ESPECIAL AL DOCTOR
GEORGE HEARING, DIRECTOR DE TESIS.

LISTA DE SIMBOLOS

- Letras Mayúsculas

- C = Volumen medido en el contador a gas
F_A = Número de Froude
G' = Velocidad másica de la fase gaseosa
H = Depresión motriz constante
K = Constante de calibración del aceite
L = Longitud del tubo
L' = Velocidad másica de la fase líquida
M = Velocidad másica total
P = Presión
Q = Caudal volumétrico
Re = Número de Reynolds
R = Coeficiente de vacío
R = Coeficiente Hold up
S = Area seccional
V = Velocidad
X = Parámetro introducido por Lockhart-Martinelli

- Letras minúsculas

- b = Parámetro introducido en el presente estudio
d = Diámetro
f = Coeficiente de caída de presión por unidad de longitud
g = Aceleración de la gravedad
g = 9,81
h = Contrapresión promedio del líquido
m = Caudal másico
n = Parámetro exponencial introducido en el presente estudio
p = Presión
r = Graduación en la escala del rotámetro indicadora de caudal
s' = Sección anular que envuelve al flotador del rotámetro
s'' = Sección del flotador del rotámetro
t = Temperatura
t' = Tiempo
v = Volumen específico
v' = Volumen del flotador del rotámetro

- x = Título másico; relación del caudal másico de la fase gaseosa con respecto a la suma de los caudales de las dos fases (líquida y gaseosa)
y = Fracción de volumen

- Letras griegas

- α = Coeficiente de caudal determinado experimentalmente
 β = Parámetro Ch wla-Gauler que toma en cuenta el intercambio de impulso entre las fases líquida y gaseosa
 ΔP = Caída de presión
 ξ = Rugosidad del tubo
 Θ = Relación de viscosidades
 λ = Parámetro introducido por Ovid Baker
 μ = Viscosidad dinámica
 ν = Viscosidad cinemática
 ξ = Porcentaje en peso del aceite en la mezcla líquida aceite-refrigerante
 Γ = Relación de densidades
 ϕ = Parámetro introducido por Lockhart-Martinelli
 ϕ' = Parámetro introducido en nuestro estudio, y que es la relación de la caída de presión con aceite con respecto a la caída de presión sin aceite
 ψ = Parámetro introducido por Ovid Baker
 ρ = Densidad

- Indices

- a = Aceite
abs= Absoluta
ac = Aceleración
atm= Atmosférica
cal= Calculada
df = Difásico (a)
ent= Entrada
f = Frotamiento
f' = Flotador
g = Fase gaseosa
grav= Gravedad
H = Hughmark
i = Interno (a)
JL = Jaeger-Loffler

l = Fase líquida
man= Manométrica
med= Medida
r = Rotámetro
s = Saturación
t = Turbulento
v = Viscoso

***/**

CONTENIDO

DEDICATORIA	III
DECLARACION	IV
AGRADECIMIENTO	V
LISTA DE SIMBOLOS	VI
CONTENIDO	IX
CAPITULO I.- INTRODUCCION	1
CAPITULO II.- CARACTERISTICAS DE LOS REFRIGERANTES	2
2.1.- Definición	
2.2.- Clasificación general	
2.3.- Refrigerantes 12 y 22	
2.4.- Características de los refrigerantes 12 y 22	3
2.4.1.- Criterios termodinámicos	
2.4.2.- Criterios de seguridad	
2.4.2.1.- Toxicidad	
2.4.2.2.- Inflamabilidad	4
2.4.2.3.- Acción sobre los productos alimenticios	
2.4.3.- Criterios técnicos	
2.4.3.1.- Acción sobre los metales	
2.4.3.2.- Acción sobre las materias plásticas y elastómeras	
2.4.3.3.- Acción química sobre los aceites	
2.4.3.4.- Acción en presencia del agua	
2.4.3.5.- Eficacia en el intercambio térmico	
2.4.3.6.- Aptitud a las fugas	
2.4.4.- Criterios económicos	
2.4.4.1.- Precio	
2.4.4.2.- Disponibilidad	
CAPITULO III.- CARACTERISTICAS DE LOS ACEITES REFRIGERANTES	5
3.1.- Definición	
3.2.- Clasificación general	
3.3.- Funciones que desempeña el aceite frigorífico en las Plantas Frigoríficas	
3.3.1.- Lubricación	
3.3.2.- Estanqueidad	
3.3.3.- Enfriamiento	

3.4.- Propiedades y significación de los aceites frigoríficos	6
3.4.1.- Viscosidad	
3.4.2.- Punto de goteo o enturbamiento	
3.4.3.- Densidad	
3.4.4.- Punto de inflamación	
3.4.5.- Punto de anilina	
3.5.- Selección del aceite frigorífico	
3.6.- Conclusiones sobre el uso del aceite frigorífico	7
CAPITULO IV.- ESTUDIO DE LA MISCIBILIDAD ACEITE-REFRIGERANTE	8
4.1.- Generalidades	
4.2.- Dilución del aceite frigorífico y su influencia en la viscosidad del mismo	9
4.3.- Densidad	10
4.4.- Tensión superficial	
4.5.- Circulación de la mezcla aceite-refrigerante en el circuito frigorífico	11
4.6.- Miscibilidad aceite-refrigerante	12
CAPITULO V.- SISTEMAS UTILIZADOS EN LOS CONDUCTOS DE ASPIRACION	14
5.1.- Generalidades acerca del material utilizado en los conductos de aspiración	
5.2.- Consideraciones en la concepción y disposición de los conductos de aspiración	
5.3.- Velocidades que permiten el retorno del aceite	15
5.4.- Disposición de las tuberías o conductos de aspiración	
5.5.- Tubos horizontales	16
5.6.- Tubos verticales	
5.6.1.- Tubos verticales simples	
5.6.2.- Tubos verticales dobles	18
5.7.- Disposición de los conductos de aspiración en los compresores	19
CAPITULO VI.- SINTESIS DEL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJOS MONOFASICOS Y DIFASICOS	22

6.1.- Flujo monofásico: Formas	
6.2.- Cálculo de la caída de presión en flujo monofásico	
6.3.- Flujo difásico: Formas	23
6.3.1.- El fluido principal es un líquido	
6.3.2.- El fluido principal es un gas	
6.4.- Condiciones del flujo difásico	
6.4.1.- Las relaciones de masa o volumen ó las dos de las fases en presencia son constantes	
6.4.2.- Las relaciones de masa o volumen ó las dos de las fases en presencia no son constantes	
6.5.- Tipos de flujo difásico	24
6.5.1.- Flujo horizontal	
6.5.2.- Flujo vertical	
6.6.- Determinación del tipo de flujo	25
6.7.- Efectos del flujo difásico	26
6.7.1.- Sobre el coeficiente de transferencia de calor	27
6.7.2.- Sobre la caída de presión	
6.8.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico para tubos horizontales y verticales	
6.9.- Métodos de cálculo para flujo horizontal	
6.9.1.- Método del modelo homogéneo	28
6.9.2.- Método Lockhart - Martinelli	
6.9.3.- Método Hughmark	29
6.9.4.- Método Dukler, Wicks, Cleveland	
6.9.5.- Método Chawla - Gauler	30
6.10.- Métodos de cálculo para flujo vertical	31
CAPITULO VII.- PARTE EXPERIMENTAL DEL ESTUDIO	32
7.1.- Objeto del trabajo experimental	
7.2.- Disposición de la instalación experimental	33
7.3.- Modificaciones de la instalación experimental	
7.4.- Principio del trabajo experimental	37
7.4.1.- Circuito refrigerante	
7.4.2.- Circuito de aceite	
7.5.- Condiciones adoptadas en el trabajo experimental	38
CAPITULO VIII.- ANALISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS INSTRUMENTOS DE MEDIDA	40
8.1.- Ensayos en régimen monofásico (sin aceite)	

8.2.- Ensayos en régimen difásico (con aceite)	
8.2.1.- Presentación e interpretación de los resultados experimentales en régimen difásico	
8.2.2.- Comparación de los resultados experimentales obtenidos en régimen difásico con aquellos obtenidos en régimen monofásico	42
8.3.- Aplicaciones teóricas al trabajo experimental: -- cálculo de los caudales medidos en el rotámetro	43
8.3.1.- Fórmula de conversión	
8.3.2.- Cálculo del caudal a la entrada del rotámetro	45
8.4.- Cálculo de la velocidad a la entrada del tubo experimental	
8.4.1.- Cálculo del caudal volumétrico	
8.4.2.- Cálculo de la velocidad	
8.5.- Cálculo de la caída de presión en régimen monofásico	46
8.5.1.- Determinación del número de Reynolds	
8.5.2.- Determinación de la caída de presión	
8.6.- Cálculo del error absoluto y del error relativo	47
8.7.- Análisis comparativo de los resultados experimentales y los resultados teóricos en flujo monofásico	
8.8.- Aplicaciones teóricas del cálculo para régimen difásico	
8.9.- Determinación del tipo de flujo en régimen difásico	
8.10.- Cálculo de la caída de presión en régimen difásico	50
8.10.1.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico: Método Lockhart - Martinelli	
8.10.2.- Cálculo del error absoluto y del error relativo del Método Lockhart - Martinelli	52
8.10.3.- Análisis comparativo de los resultados experimentales y los resultados teóricos en flujo difásico con el Método Lockhart - Martinelli	
8.10.4.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico: Método Chawla-Gauler	
8.10.5.- Cálculo de error absoluto y error relativo: Método Chawla - Gauler	53
8.10.6.- Análisis comparativos de los resultados experimentales y los resultados teóricos con el Método Chawla - Gauler	54

CAPITULO IX.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	55
CAPITULO X.- ANEXOS	56
10.1.- Determinación de la viscosidad del aceite	
10.2.- Confección y calibración de termocuplas	58
10.3.- Calibración de manovacuómetro metálico de verifi cación	60
10.4.- Calibración del rotámetro de refrigerante	61
10.5.- Bibliografía	63

C A P I T U L O I

INTRODUCCION

A toda planta frigorífica a compresión y de concepción clásica se la divide generalmente en dos partes:

- a) Lado de alta presión comprendiendo el compresor y el condensador.
- b) Lado de baja presión comprendiendo la válvula de expansión y el evaporador.

La finalidad de este estudio es, analizar un tramo de esta división general y más específicamente el conducto que comunica desde el evaporador hasta el compresor, es decir, el conducto de aspiración y los fenómenos que en él se producen a causa de la influencia del aceite que circula por el conducto arrastrado por el refrigerante. Uno de estos fenómenos de radical importancia es la caída de presión. La caída de presión se produce por causa de diversos factores, muchos autores entre los cuales podemos citar: Ferrill (20) -- (21), Gigax y Willson (23); Holladay (26) King (33), han realizado investigaciones relacionadas con la caída de presión, pero despreciando o tomando muy ligeramente en cuenta la influencia que el aceite tiene en este fenómeno. Algunos constructores de material frigorífico como Carrier (10) y Danfoss (15) han establecido algunos diagramas de uso práctico, así como tablas empíricas que nos proporcionan las velocidades a las que se produciría el retorno del aceite al compresor.

El investigador alemán Chocherowski (14) efectuó ultimamente una investigación de este tipo con tubos verticales. -- Nuestro propósito es analizar en un tubo horizontal rectilíneo de 5/8" (15,95 - 13,95 mm.), y con aislamiento de polycetireno (25 mm. de espesor), los efectos que produce en la caída de presión la inyección de un aceite de base nafténica (de condiciones y características previamente determinadas tales como caudal y temperatura) sobre el flujo de los refrigerantes 12 y 22 (ensayados por separado por el mismo circuito) y comparar los resultados con aquellos que se producirían si los refrigerantes, sea el R12 ó el R22 fluyeran solos en el tubo experimental.

Para el análisis teórico de este trabajo que nos conduciría a los cálculos de la caída de presión, hemos utilizado la fórmula de Colebrook, para el caso en el cual el refrigerante (en estado gaseoso) fluye como único componente, es decir, en régimen monofásico. Por otra parte para el caso del flujo combinado de refrigerante y aceite (en sus fases gaseosas y líquidas respectivamente) es decir, en régimen difásico hemos hecho uso de las correlaciones de Lockhart-Martinelli (40) y de Chawla-Gauler (13) así como del método de Ovid Baker (7) para la determinación del tipo de flujo difásico.

***/**

C A P I T U L O II

CARACTERISTICAS DE LOS REFRIGERANTES

2.1.- Definición.- Los refrigerantes, algunas veces denominados fluidos frigerígenos son por definición sustancias químicas de síntesis que son capaces de absorber calor al pasar por un proceso de expansión ó vaporización ó también en otras palabras - cualquier compuesto químico que puede ser licuado fácilmente y para lo cual se hace uso de sus cambios de estado físico como fuente de producción de frío - (liberación de su calor latente de vaporización) por lo tanto los refrigerantes son fluidos que evolucionan cíclicamente en los circuitos frigeríficos, ya sea absorbiendo calor de los recintos frigeríficos - (vaporizándose en el evaporador) y cediendo calor en el circuito de enfriamiento (licuándose en el condensador).

2.2.- Clasificación general.- De acuerdo a su composición química los refrigerantes -- pueden ser agrupados de la siguiente forma:

- Compuestos inorgánicos
- Sustancias orgánicas no saturadas
- Hidrocarburos
- Hidrocarburos halogenados
- Mezclas azeotrópicas

Para fines de nuestro estudio hemos seleccionado los refrigerantes del grupo de los hidrocarburos halogenados, los cuales se los denomina así, debido a que son compuestos parcial e totalmente substituídos - - (los átomos de hidrógeno del hidrocarburo son parcial e totalmente reemplazados por átomos de los halógenos Cloro, Bromo y sobre todo Fluor). A estos refrigerantes se los conoce comercialmente con los nombres de: Freon, Genetron, Forane, Frigen, etc., es decir, las marcas registradas por las casas que los distribuyen en el mercado.

2.3.- Refrigerantes 12 y 22.- Hemos seleccionado específicamente dentro del grupo de los hidrocarburos halogenados los refrigerantes 12 y 22 (R12 y R22) por ser dos de los más usados en la industria frigorífica moderna, haciendo un poco de historia podemos citar que el R12 (cuya fórmula química es CF_2Cl_2) fué introducido por primera vez en el mercado el año 1.928, mientras que el R22 ($CHClF_2$) apareció en 1.936. Indiscutiblemente el R12 es el -- que tiene mayor aplicación debido a su bajo costo y a una serie de propiedades que lo presentan como de adecuado empleo. El R22 es más costoso pero posee -- también ciertas propiedades que le hacen tan ventajoso como el R12; su aplicación se limita principalmente para las plantas frigoríficas de bajas temperaturas y para acondicionamiento de aire de baja potencia.

2.4.- Características de los refrigerantes 12 y 22.- Para efecto del análisis de sus características nos basaremos en los siguientes criterios:

- Criterios termodinámicos ✓
- Criterios de seguridad ✓
- Criterios técnicos ✓
- Criterios económicos ✓

2.4.1.- Criterios termodinámicos.- En vista de ser muy numerosos estos criterios nosotros abordaremos los principales:

TABLA 2.1

Criterios	R12	R22
Temperatura de ebullición normal.	-29,8 °C	- 40,75 °C
Temperatura crítica.	+ 112 °C	+ 96 °C
Relación o tasa de compresión.	4,071	4,06
Producción frigorífica volumétrica específica.	1275	2040

Estos dos últimos criterios son dados a base del ciclo standard (normalizado por ASRE) a una temperatura de evaporación de -15°C y condensación de $+30^{\circ}\text{C}$, sin subenfriamiento y sin recalentamiento.

Los parámetros termodinámicos que han sido utilizados en nuestro estudio son la densidad y el volumen específico habiendo sido tomado de las Tablas Termodinámicas del R12 y del R22 en unidades del sistema internacional (Tablas recientemente publicadas) hechas por el investigador belga De Lepeleire (38); debido a lo oneroso que sería detallarlas a continuación nos limitamos sólo a mencionarlas. En cuanto a los parámetros de las viscosidades dinámica y cinemática (sin ser estas propiedades termodinámicas sino mas vale de transporte) hemos hecho uso del diagrama de viscosidades de Andersen (1) así como de la tabla dada por Kuprianoff, Plank y Steinle (35)

2.4.2.- Criterios de seguridad.- Dentro de estos criterios puede decirse que las características de estos refrigerantes son similares y entre ellas tenemos las siguientes:

2.4.2.1.- Toxicidad.- La "National Board of Fire Underwriters" (Departamento Nacional de Seguros contra incendios) ha llevado a cabo una clasificación de los refrigerantes con respecto a su grado de toxicidad, así, al grupo 1 pertenecen los mas toxicos y a medida que el número aumenta, el grado de toxicidad es menor. El R12 está incluido en el grupo 6 y el R22 en el grupo 5A, es decir, que son prácticamente inofensivos

- 2.4.2.2.- Inflamabilidad.- Es nula para ambos refrigerantes.
- 2.4.2.3.- Acción sobre los productos alimenticios.- Es igualmente nula para estos dos refrigerantes.
- 2.4.3.- Criterios Técnicos.- Entre los principales podemos -
mencionar los siguientes:
- 2.4.3.1.- Acción sobre los aceites.- Cuando se mezclan el --
R12 y el R22 con aceites parafínicos desplazan al
cobre y al hierro.
- 2.4.3.2.- Acción sobre los metales.- Ambos refrigerantes to-
leran casi todos los metales que se usan comunmen-
te en las Plantas Frigoríficas.
- 2.4.3.3.- Acción sobre las materias plásticas y elastómeras.-
Tienen un porcentaje de inflación lineal muy redu-
cido y casi despreciable.
- 2.4.3.4.- Acción en presencia del agua.- Los dos refrigeran-
tes tienen tendencia a formar hidratos lo cual oca-
siona obstrucción en las válvulas.
- 2.4.3.5.- Eficacia en el intercambio térmico.- Para ambos
es mediocre con respecto, por ejemplo a aquella -
que se obtiene con el amoníaco.
- 2.4.3.6.- Aptitud a las fugas.- Ambos tienen una aptitud --
bastante grande y su detección es muy difícil per
ser incoloros e inodoros.
- 2.4.4.- Criterios Económicos.- Los dos criterios primordia-
les son:
- 2.4.4.1.- Precio.- De éste podemos decir que el R22 es mucho
más caro que el R12; por su precio en el mercado
es casi el doble del R12.
- 2.4.4.2.- Disponibilidad.- A los dos refrigerantes se los -
encuentra con facilidad en el mercado.

****/****

C A P I T U L O I I I

CARACTERISTICAS DE LOS ACEITES FRIGORIFICOS

- 3.1.- Definición del aceite frigorífico.- El aceite frigorífico es un derivado del petróleo crudo que es sometido a una serie de procesos de refinación con el objeto de:
- Remover sus constituyentes indeseables
 - Convertir estos constituyentes indeseables en constituyentes deseables, ya sea aplicándole procesos de hidrogenación o de condensación entre otros, é - también haciendo uso de aditivos que podrían evitar la deterioración de los mismos y a la vez hacerlos químicamente estables.
- 3.2.- Clasificación general de los aceites frigoríficos.- Los aceites frigoríficos son muy diversificados, pero de acuerdo a su constitución básica pueden ser clasificados en tres grandes grupos:
- Crudos minerales de base parafínica
 - Minerales de base nafténica
 - Aceites frigoríficos sintéticos (estos no son derivados del petróleo)
- Los aceites más empleados en las Plantas Frigoríficas son los minerales de base nafténica, pues presentan -- una serie de ventajas que superan a los de base parafínica y a los sintéticos.
- 3.3.- Funciones que desempeña el aceite frigorífico en las Plantas Frigoríficas.- En una Planta Frigorífica el aceite desempeña concretamente las siguientes funciones:
- 3.3.1.- Lubricación.- Esta es una de las funciones básicas del aceite, pues debe lubricar las partes móviles de los compresores frigoríficos y entre ellas podemos mencionar: pistones, bielas, cojines y ejes. Indiscutiblemente que la calidad de la lubricación depende de la viscosidad del aceite.
- 3.3.2.- Estanqueidad.- Esta función tiene a su vez -- dos subfunciones: a) La estanqueidad dinámica entre -- las piezas de movimiento relativo, como: pistón-cilindro; aquí también la viscosidad presenta un rol importante, b) La estanqueidad estática entre las piezas -- que tienen un movimiento muy mínimo y a la vez instantáneo como las válvulas de admisión y escape de los compresores, aquí en cambio es la tensión superficial la que influye.
- 3.3.3.- Enfriamiento.- El aceite frigorífico contribuye a la evacuación del calor hacia el exterior en los compresores y particularmente en los grupos herméticos.
- 3.4.- Propiedades y significación de los aceites frigoríficos.- Los aceites tienen un sinnúmero de propiedades que definen su calidad y sus características, y que son las que se toman en cuenta para seleccionar uno u otro aceite; como el objeto de nuestro estudio no es entrar en detalle con todas ellas, nos limitaremos simplemente a enumerarlas y luego a abordar las que -- mas nos interesan.

Las propiedades son:

- Viscosidad
- Punto de goteo o enturbiamiento
- Densidad
- Punto de inflamación
- Punto de anilina
- Punto de floculación

3.4.1.- Viscosidad.- Esta es indudablemente una de las propiedades mas interesantes en nuestro estudio, se -- puede definir la viscosidad como la resistencia que -- presentan las moléculas del aceite a su desplazamiento. La viscosidad puede ser determinada de diversas mane-- ras, pero el método clásico consiste en cronometrar el tiempo que el aceite tarda en pasar por un tubo viscosímetro a una temperatura determinada. En nuestro anexo No. 1 presentamos la curva de la viscosidad absoluta -- obtenida por nosotros con el aceite nafténico Hiemaline 100 que es el que hemos empleado en nuestro trabajo.

3.4.2.- Punto de goteo o enturbiamiento.- Es llamado algunas veces punto de congelación aparente y es el que indica la temperatura a la cual el aceite deja de fluir; esta temperatura interesante en sí, no es bien definida. En determinados casos es suficiente un punto de congela-- ción de -30 C a -40 C, pero cabe mencionar que los acei-- tes de bajo punto de goteo tienen viscosidades más ba-- jas, que aquellas que poseen un alto punto de goteo . El punto de goteo o enturbiamiento de la Hiemaline 100 es de -40 C.

3.4.3.- Densidad.- La densidad es la masa por unidad de volumen a una temperatura determinada, en el anexo No.1 presentamos la curva de la densidad de la Hiemaline 100.

3.4.4.- Punto de inflamación.- Es la temperatura a la -- cual empiezan a desprenderse vapores de aceite; esto se efectúa en tal cantidad, que la mezcla de aceite y de -- aire se inflama al acercarse una llama. El punto de la inflamación de la Hiemaline 100 es de +195 C.

3.4.5.- Punto de anilina.- Es la temperatura a la cual el aceite es soluble en anilina, esta propiedad nos in-- dica el poder disolvente del aceite. Generalmente un a-- ceite que es muy disolvente tiene un bajo punto de ani-- lina. La Hiemaline 100 tiene un punto de anilina de -- 89 C; es decir, que no es muy disolvente y antes por el contrario sus condiciones son bastante aceptables.

- 3.5.- Selección del aceite frigorífico.- Para seleccionar -- un aceite frigorífico, hay que considerar siempre las -- condiciones o características que sean mas satisfacte-- rias para la Planta Frigorífica en la cual va a ser usa-- do, y las principales a mencionar son las siguientes:
- Una viscosidad que sea suficiente para mantener una -- película lubricante entre las partes en frotamiento -- recíproco, asegurando a la vez la estanqueidad al in-- terior del compresor y que esto sea susceptible de -- efectuarse aunque el aceite sea diluido por el refrie-- gerante durante todo el tiempo de operación (a altas y bajas temperaturas)
 - Un punto de goteo o enturbiamiento extremadamente bajo, -- ésto considerando que el aceite frigorífico debe fluir conjuntamente mezclado con el refrigerante a bajas tem-- peraturas.

- Una estabilidad química lo más grande posible para reducir a un mínimo las necesidades de mantenimiento de las Plantas Frigoríficas.
- Una inactividad química lo más grande posible con respecto de los materiales del circuito frigorífico y del refrigerante.
- Liberación de humedad debido a que la congelación de la humedad contenida en el aceite podría ocasionar obstrucciones en el circuito, además en el lado de alta presión puede acelerar reacciones químicas con algunos refrigerantes y causar corrosiones.
- Habilidad para separarse rápidamente del refrigerante cuando el aceite deba retornar en el lado de baja presión hacia el compresor.

Nosotros hemos seleccionado en nuestro estudio el aceite de base nafténica Hiemaline 100 cuyas propiedades hemos analizado en párrafos anteriores y las cuales son bastante aceptables como lo podemos ver.

3.6.- Conclusiones sobre el uso del aceite frigorífico. - -

Después de este breve análisis de los aceites usados en refrigeración, podemos concluir que:

- Los aceites de base nafténica son de una coloración muy clara y en consecuencia de una refinación muy cuidadosa, por otra parte poseen una estabilidad química bastante tolerable, un residuo de carbono muy mínimo, un bajo punto de goteo (en comparación con los de base parafínica de igual viscosidad), un punto de inflamación intermedio, además son miscibles con los refrigerantes, a pesar de que éste constituye un inconveniente en la disminución de la viscosidad del aceite, y otra desventaja de los aceites nafténicos es que frente a las oxidaciones no se comportan tan bien como los de base parafínica.
- Los aceites de base parafínica presentan dos graves inconvenientes para la industria frigorífica: a) debido a su fuerte contenido de parafina son siempre susceptibles a formar depósitos, los cuales pueden causar obstrucciones, b) poseen un punto de goteo o enturbiamiento elevado, sin embargo, últimamente se ha logrado atenuar estos inconvenientes por medio de refinaciones cuidadosas.
- Los aceites frigoríficos de base sintética son raramente usados en las Plantas Frigoríficas, pues presentan el grave inconveniente de ser muy disolventes de las materias no metálicas.

***/**

C A P I T U L O I V

ESTUDIO DE LA MISCIBILIDAD ACEITE - REFRIGERANTE

4.1.- Generalidades.- Podemos afirmar que en general el grupo de refrigerantes halogenados se mezclan mas ó menos libremente con los aceites frigoríficos y de acuerdo al grado de miscibilidad éstos pueden ser agrupados de la siguiente manera:

- Refrigerantes practicamente no miscibles: R13, R14, - R23 y R115*
- Refrigerantes parcialmente miscibles: R22, R13 B1, -- R114 y R502.
- Refrigerantes completamente miscibles: R11, R12, R21, R112 y R113.

Dentro de nuestro estudio nos interesan solamente los Refrigerantes R12 y R22 y su comportamiento en presencia del aceite frigorífico.

Como sabemos el contacto del refrigerante con el aceite involucra diferentes problemas, a continuación vamos a describir los mas importantes desde el punto de vista -- práctico:

- Dilución y viscosidad
- Densidad
- Tensión superficial
- Circulación a través del circuito frigorífico.

4.2.- Dilución del aceite frigorífico y su influencia en la viscosidad del mismo.- Cuando el refrigerante soluble se en presenciadel aceite en el carter, o bién con el aceite proyectado contra las paredes del cilindro (del compresor), una parte del refrigerante es absorbido por el aceite, de ésto resulta una disminución de la viscosidad del mismo. De ésto se deduce la necesidad de seleccionar un aceite mas viscoso que el teóricamente requerido para asegurar una adecuada lubricación y una buena estanqueidad entre pistones y cilindros tal como habíamos ya referido en el Capítulo III. Las curvas experimentales permiten elegir "a priori" el aceite adecuado según su grado de dilución en función de la presión del refrigerante y de la temperatura de la -- mezcla (aceite-refrigerante).

Nosotros hemos tomado como referencia para nuestros cálculos teóricos del capítulo VIII las tablas 4.1 y 4.2 de terminadas por los investigadores alemanes Jaeger y Loeffler (29) (30) que nos proporcionan el porcentaje de aceite en la mezcla, tomando como dato de base la presión de saturación y la temperatura de la mezcla aceite-refrigerante supuesta en equilibrio termodinámico.

* Además de los refrigerantes halogenados el amoniaco (NH₃) es otro ejemplo.

TABLA 4.1.- Presión de Vapor de la mezcla líquida aceite-R12 según Jaeger y Löffler (29)

t/°	0	50	60	70	80	90
+30	7.58	6.61	6.06	5.25	4.07	2.35
+20	5.78	5.05	4.67	4.07	3.19	1.86
+10	4.31	3.79	3.53	3.10	2.45	1.44
0	3.15	2.81	2.62	2.32	1.83	1.08
-10	2.23	2.03	1.89	1.68	1.32	0.80
-20	1.54	1.40	1.32	1.17	0.90	0.54

TABLA 4.2.- Presión de Vapor de la mezcla líquida aceite-R22 según Jaeger y Löffler -- (30)

t/°	0	50	60	70	80	90
+30	12.11	11.62	11.22	10.38	8.56	5.30
+20	9.26	9.00	8.72	8.06	6.70	4.36
+10	6.94	6.78	6.64	6.22	5.22	3.38
0	5.08	5.02	4.94	4.68	3.98	2.58
-10	3.62		3.58	3.44	3.02	1.96
-20	2.50	NO MISCIBLE		2.48	2.14	1.36

De esta serie de valores proporcionados por las tablas deducimos que:

- La cantidad de refrigerante absorbido por el aceite varía con el tipo de refrigerante.
- La presión del refrigerante sobre el aceite influye en la cantidad de refrigerante que el aceite puede absorber.
- La temperatura del aceite influye en la cantidad de refrigerante que puede absorber.

Finalmente podemos concluir que mientras más baja es la presión de saturación del refrigerante y mientras más baja es la temperatura del aceite saturado de refrigerante, mayor es el porcentaje de aceite en la mezcla líquida aceite-refrigerante.

En cuanto a la viscosidad, las Tablas 4.3 y 4.4 de estos mismos investigadores, nos proporcionan la viscosidad dinámica en Poises, tomando como datos de base t y

TABLA 4.3.- Viscosidad dinámica de la mezcla líquida aceite-R12 según Jaeger y Löffler (29)

t/°	70	80	90	100
+30	0.0807	0.182	0.490	1,792
+20	0.116	0.303	0.950	4,162
+10	0.177	0.520	1.83	11.17
0	0.294	1.01	4.57	35.6
-10	0.525	2.39	13.23	146.16
-20	1,122	6.67	51.32	700.0

TABLA 4.4.- Viscosidad dinámica de la mezcla líquida aceite-R22 según Jaeger y Löffler (30)

t/°	75	80	90	100
+20	0.083	0.13	0.36	1.46
+10	0.121	0.19	0.64	3.26
0	0.185	0.32	1.28	8.46
-10	0.315	0.60	2.98	26.53
-20	0.597	1.25	8.22	106.98

Estos valores tabulados nos muestra que:

- La reducción de la viscosidad varía con el tipo de refrigerante absorbido.
- Mientras mayor es la cantidad de refrigerante absorbido, mayor es la disminución de la viscosidad del aceite.

4.3.- Densidad.- La densidad de la mezcla aceite-refrigerante, a la inversa de la viscosidad sufre un aumento que aproximadamente es función de la cantidad de refrigerante absorbido por la mezcla; es decir, que mientras más cantidad de refrigerante haya en la misma, la densidad de la mezcla será mayor; pero este aumento de densidad es dependiente de la temperatura; de los extractos de las Tablas 4.5 y 4.6 determinadas por Jaeger y Löffler se puede observar que mientras más baja sea la temperatura del aceite, mayor será la densidad de la mezcla aceite-refrigerante.

TABLA 4.5.- Densidad de la mezcla líquida aceite-R12 según Jaeger y Luffler (29)

t/°	70	80	90	100
+30	1,022	0.987	0.953	0.919
+20	1,032	0.995	0.958	0.925
+10	1,042	1.002	0.965	0.931
0	1,050	1.011	0.973	0.937
-10	1,060	1.018	0.980	0.943
-20	1.069	1.027	0.987	0.949

TABLA 4.6.- Densidad de la mezcla líquida aceite-R22 según Jaeger y Löffler (30)

t/°	75	80	90	100
+20	0.960	0.945	0.916	0.888
+10	0.9685	0.953	0.923	0.894
0	0.9775	0.961	0.931	0.901
-10	0.986	0.969	0.938	0.907
-20	0.9945	0.977	0.945	0.914

4.4.- Tensión superficial.- Como el R12 y el R22 tienen aproximadamente la misma tensión superficial y la influencia del aceite en la mezcla para la determinación de esta propiedad sea con el R12 o con el R22 no nos da una diferencia notable entre estos dos refrigerantes, hemos tomado como base para nuestro cálculo teórico la curva establecida por los investigadores Laine y Mock (17) e indicada en la figura 4.1, esta curva nos muestra que la tensión superficial es más grande mientras menor sea el título o porcentaje de refrigerante en la mezcla.

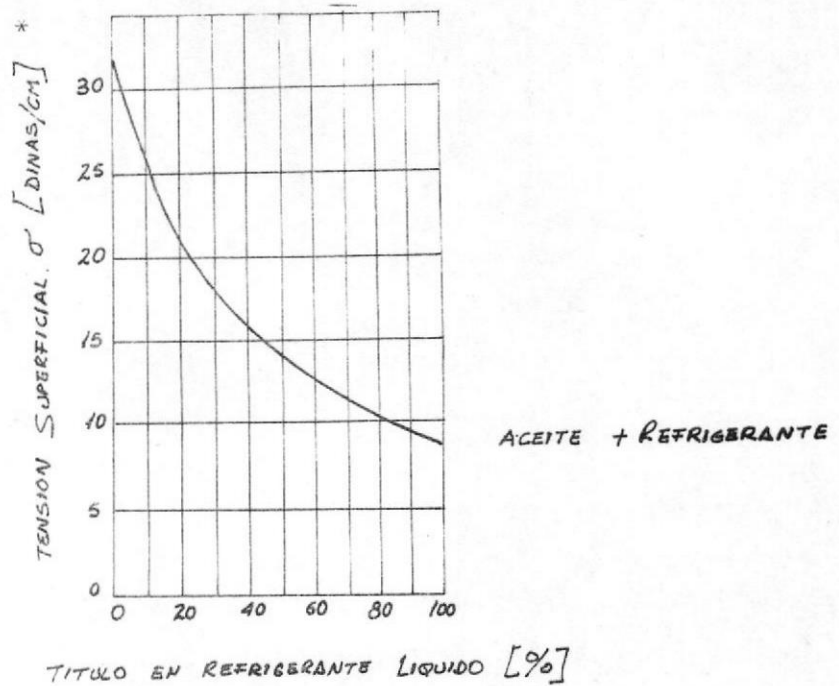


FIGURA No. 4.1.- Tensión superficial de la mezcla aceite-refrigerante (según Laine y Mock)

- 4.5.- Circulación de la mezcla aceite-refrigerante en el circuito frigorífico.- Tal como habíamos mencionado en párrafos anteriores el aceite es arrastrado por el gas refrigerante que sale del compresor hacia los otros órganos de las Plantas Frigoríficas. En el caso de una Planta Frigorífica Clásica a una sola etapa los efectos que ocasiona la circulación de ésta en sus órganos principales son:
- En razón de la disminución del coeficiente de convección del refrigerante que se condensa, la capacidad del condensador disminuye cuando el refrigerante contiene demasiado aceite, ésto trae como consecuencia un aumento del consumo de agua de enfriamiento y de energía.
 - Al llegar a la válvula de expansión esta cantidad de aceite arrastrada por el refrigerante afectará el rendimiento de la válvula, pues disminuye el flujo del refrigerante a través de élla y por lo tanto, el efecto de su capacidad.
 - En el evaporador la presión de vapor del refrigerante en ebullición disminuye cuando el contenido de aceite en la carga aumenta, lo cual acarrea igualmente una reducción de la capacidad del evaporador y un aumento de consumo de energía, los intercambios térmicos son desfavorables, afectados por la presencia de aceite.
 - Finalmente el aceite que retorna al compresor contiene siempre una cantidad más ó menos grande de refrigerante disuelto en el momento que esta cantidad de refrigerante se evapora.
 - En los conductos el efecto del aceite hace que las caídas de presión aumenten:
 - . En los conductos de líquido porque la mezcla monofásica tiene una viscosidad más grande a causa de la presencia del aceite.

* 1 dina/cm. = 1 N/m.

- En los conductos de vapor (aspiración v descarga) a causa de la naturaleza difásica del flujo aceite-refrigerante.

4.6.- Miscibilidad aceite-refrigerante.- Para cada combinación de aceite-re-

frigerante existe una curva de miscibilidad que indica el comportamiento de la mezcla en la función de la temperatura, Así tenemos que Bosworth (9) representa una curva de miscibilidad del R22 con un aceite mineral (Figura 4.2.),

en la cual tenemos que en la zona superior por encima de la curva

hay una miscibilidad perfecta, es decir, una sola fase; en cambio

en la zona inferior de la curva existen dos fases que indican la separación del aceite y del refrigerante.

En esta curva tenemos que el punto M por encima del cual la miscibilidad es siempre perfecta

se llama punto crítico de miscibilidad. Si acaso presentamos el punto A tendremos únicamente una fase, luego al disminuir la temperatura por enfriamiento, (pero manteniendo bastante la concentración del aceite) llegamos al estado B,

donde se separan dos fases supuestas, conteniendo más aceite la fase superior que la inferior, finalmente a una temperatura más baja que el estado C nos presenta una solidificación de la fase rica en aceite.

En esta curva tenemos que el punto M por encima del cual la miscibilidad es siempre perfecta

se llama punto crítico de miscibilidad. Si acaso presentamos el punto A tendremos únicamente una fase, luego al disminuir la temperatura por enfriamiento, (pero manteniendo bastante la concentración del aceite) llegamos al estado B,

donde se separan dos fases supuestas, conteniendo más aceite la fase superior que la inferior, finalmente a una temperatura más baja que el estado C nos presenta una solidificación de la fase rica en aceite.

En esta curva tenemos que el punto M por encima del cual la miscibilidad es siempre perfecta

se llama punto crítico de miscibilidad. Si acaso presentamos el punto A tendremos únicamente una fase, luego al disminuir la temperatura por enfriamiento, (pero manteniendo bastante la concentración del aceite) llegamos al estado B,

donde se separan dos fases supuestas, conteniendo más aceite la fase superior que la inferior, finalmente a una temperatura más baja que el estado C nos presenta una solidificación de la fase rica en aceite.

En esta curva tenemos que el punto M por encima del cual la miscibilidad es siempre perfecta

se llama punto crítico de miscibilidad. Si acaso presentamos el punto A tendremos únicamente una fase, luego al disminuir la temperatura por enfriamiento, (pero manteniendo bastante la concentración del aceite) llegamos al estado B,

donde se separan dos fases supuestas, conteniendo más aceite la fase superior que la inferior, finalmente a una temperatura más baja que el estado C nos presenta una solidificación de la fase rica en aceite.

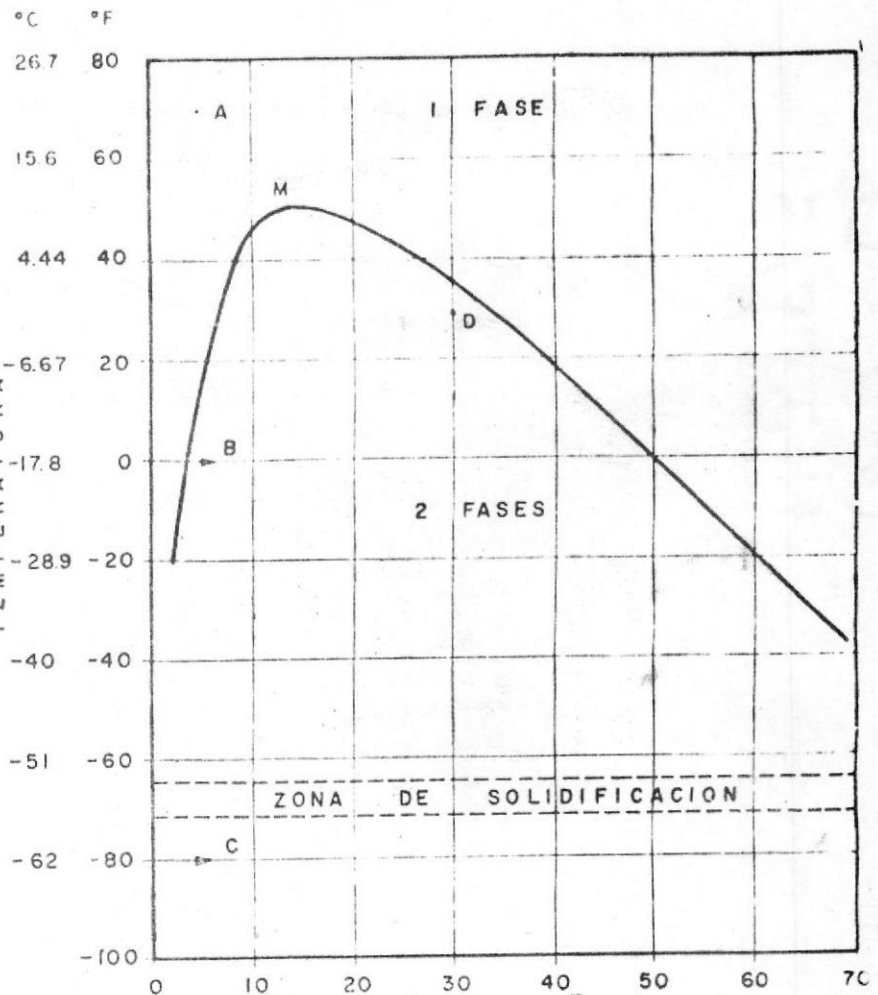


FIGURA No. 4.2.- Curva de miscibilidad de la mezcla aceite-R22.- Según Bosworth (9)

En la figura 4.3 Bosworth nos presenta las curvas de miscibilidad de varios aceites con el R22, estos aceites son:

Aceite A: Aceite de base parafínica de viscosidad media.

Aceite B: Aceite de base parafínica de viscosidad elevada.

Aceite C: Aceite de base nafténica de viscosidad media.

Aceite D: Aceite de base nafténica de viscosidad elevada.

De estas curvas podemos concluir que el R22 es generalmente más miscible a más baja temperatura con los aceites nafténicos que con los parafínicos.

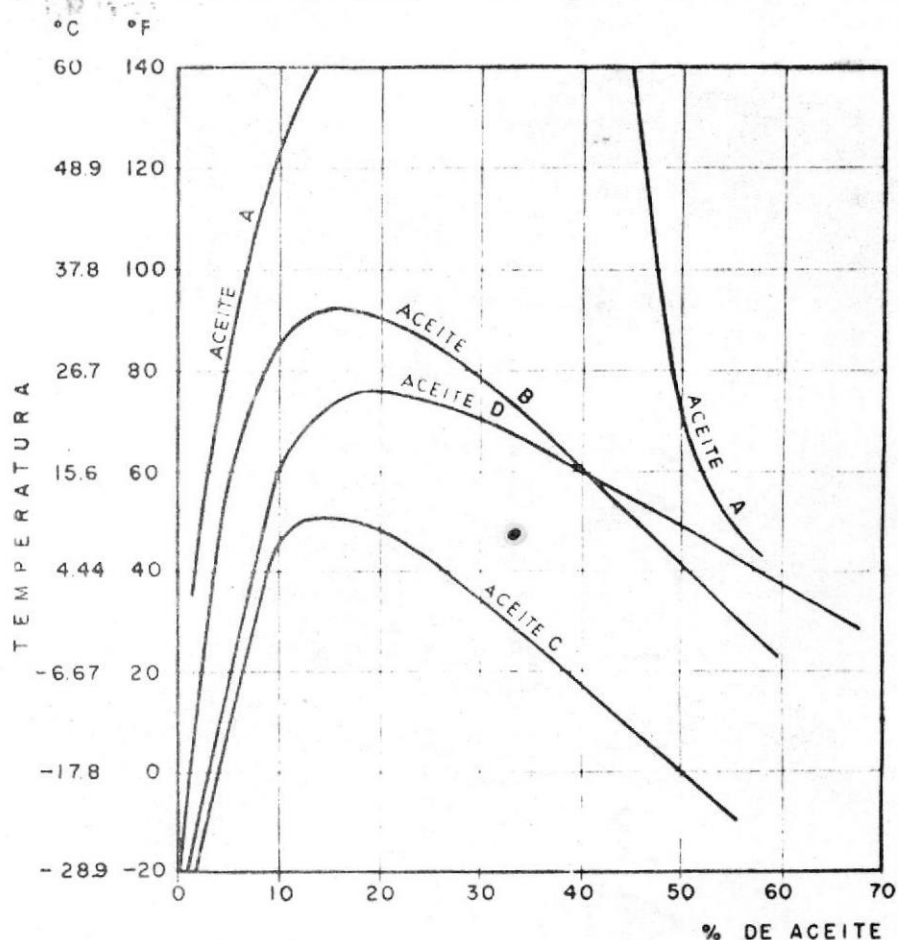


FIGURA 4.3: Curva de miscibilidad del R22 en varios aceites.- Según Bosworth (9).

***/**

C A P I T U L O V

SISTEMAS UTILIZADOS EN LOS CONDUCTOS DE ASPIRACION

5.1.- Generalidades acerca del material utilizado en los conductos de aspiración.- Como sabemos el refrigerante

circula a través de la tubería del circuito frigorífico realizando un ciclo completo pero sus propiedades difieren en cada parte del circuito, especialmente su fase y su densidad, - por lo tanto su viscosidad. Estos parámetros son de vital importancia en la concepción del diseño e instalación de la tubería a adoptar, es decir en cuanto al material y dimensión. Por otra parte, como hemos ya mencionado en el capítulo IV, el aceite también circula mezclado con el refrigerante constituyendo en ciertas partes del circuito una sola fase y en -- otras dos fases, particularmente en el lado de baja presión (evaporador y conductos de aspiración). Como es lógico este aceite debe retornar al compresor y para asegurar su retorno hay que adoptar una dimensión adecuada de estos conductos y disponerlos igualmente de manera a solucionar este problema. Por supuesto todas estas consideraciones deben hacerse en el caso que la Planta Frigorífica no posea separador de aceite, a pesar de que éstos se presentan incluso con separadores de aceite, ya que éstos no tienen nunca una eficacia perfecta.

En cuanto al material a usarse éste debe poseer condiciones de tal forma que no tenga ni tendencias corrosivas, ni propiedades catalizadoras en presencia del refrigerante o de la mezcla aceite-refrigerante, para impedir así cualquier reacción química con estas sustancias.

En general, según el material las tuberías pueden -- clasificarse en : - Tuberías de cobre
- Tuberías de acero

Las tuberías de cobre no se utilizan nunca con el amoníaco, pero para los refrigerantes 12 y 22 y los halogenados generalmente puede usarse en forma indistinta de cobre o acero. De todas maneras el uso de tubos de cobre permanece limitado para las máquinas de pequeña y mediana potencia.

En nuestra instalación experimental, nosotros hemos utilizado tuberías de cobre de dimensiones normalizadas comercialmente.

5.2.- Consideraciones en la concepción y disposición de los conductos de aspiración.- Debido al mencionado

problema del retorno del aceite al compresor, las condiciones principales a tomar en cuenta en la concepción y disposición de los conductos de aspiración son:

- Mantener la velocidad del refrigerante suficientemente alta a través de los conductos verticales -- (ésto logicamente es el caso de flujo ascendente-- del fluido).
- Disponer los conductos horizontales que van hacia el compresor, ligeramente inclinados.
- Evitar en lo posible, los codos, botellas u obstáculos innecesarios donde el aceite pueda acumularse.

- Precauciones especiales deben tomarse: a) Cuando la tubería de aspiración está situada en un ambiente frío, debido a la condensación que puede sufrir el refrigerante, cuando la planta Frigorífica está fuera de servicio; b) Cuando la tubería de aspiración está situada en un ambiente a temperatura demasiado alta, ya que en este caso el refrigerante sería susceptible a recalentarse anormalmente.

5.3.- Velocidades que permiten el retorno del aceite.- Generalmente las normas americanas aconsejan que las tuberías horizontales deben ser diseñadas para obtener una velocidad mínima de 4 m/s, y las tuberías verticales 8 m/s; sin embargo para las Plantas Frigoríficas que trabajan a presiones extremadamente bajas, o sea a muy bajas temperaturas, las velocidades mínimas requeridas deben ser superiores a 15 m/s. En la práctica estas velocidades deben ser un poco más elevadas; Danfoss (15) nos proporciona según el diagrama de la figura 5.1., curvas bastante razonables que pueden ser tomadas como referencia en el diseño de estos conductos de aspiración, este diagrama es aproximado para los refrigerantes 12 y 22, para efecto del uso del diagrama, se entra con los datos de diámetros y temperaturas de evaporación o el inconveniente del diagrama en cuestión es que no precisa ni la naturaleza del aceite, ni su viscosidad a una temperatura determinada lo cual es evidentemente una laguna. "Ashrae Guide And Data Book" (4) que incluye la mayor parte de las informaciones experimentales realizadas en las industrias frigoríficas, también proporciona curvas que determina las velocidades mínimas requeridas tanto para el R12 y el R22.

El investigador alemán Chochorowski (14) estableció a

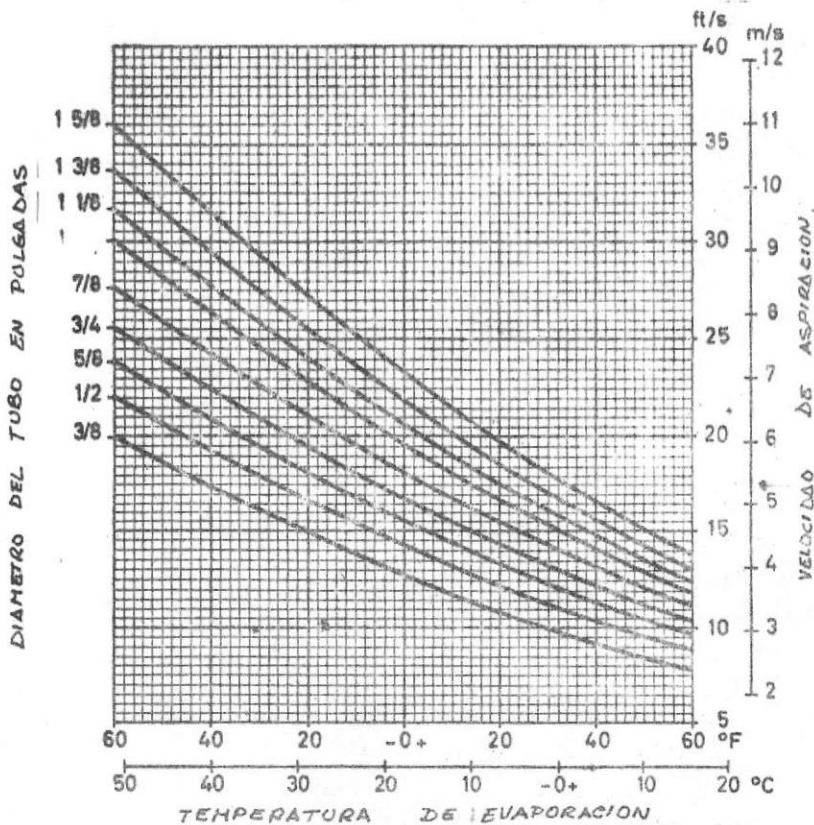


FIGURA 5.1.- (según Danfoss).- Velocidades mínimas para producir el arrastre de aceite en los conductos de aspiración, en el caso de los refrigerantes 12 y 22.

partir de sus trabajos experimentales en un tubo vertical, una correlación de velocidad mínima que asegura el retorno del aceite al compresor.

5.4.- Disposicion de las tuberías o conductos de aspiración.

De acuerdo a su disposición en las Plantas Frigoríficas, las tuberías pueden clasificarse en:

- Tubos horizontales (o con poca pendiente).
- Tubos verticales (o con bastante pendiente)
- Tubos verticales simples.

. runtos verticales dobles.

5.5.- Tubos horizontales.- La posición de estos tubos generalmente no presenta mayor problema para el retorno del aceite, sin embargo es aconsejable que estos tubos sean dispuestos con una ligera inclinación hacia el compresor, para estimular el libre drenaje de los mismos.

5.6.- Tubos verticales.- El flujo de estos tubos es en cualquiera de las dos direcciones ascendente o descendente pero en el caso del flujo descendente no existe dificultad; en cambio en el flujo ascendente existe el problema del retorno del aceite, éste se lo puede solucionar adoptando tubos simples o dobles dependiendo de las siguientes consideraciones:

- El número de evaporadores
- La disposición de los evaporadores
- El número de compresores y el tipo (en línea, en "V", etc.)
- La disposición de los compresores

5.6.1.- Tubos verticales simples.- Los casos que se presentan son muy variados y los más comunes son:

- a) Cuando las Plantas Frigoríficas tienen un solo evaporador y éste se encuentra a un nivel más bajo con respecto al compresor (esquema de la figura 52) En este caso y en casi todos los casos siguientes, es preciso mencionar que el sifón que se condiciona a la salida del evaporador y después del tramo donde va dispuesto el bulbo termostático de la válvula de expansión, es con el fin de evitar el contraflujo del aceite de la mezcla aceite-refrigerante, cuando la planta está fuera de servicio, y también con el fin de evitar cualquier perturbación en el funcionamiento de la válvula de expansión (proveniente del bulbo).

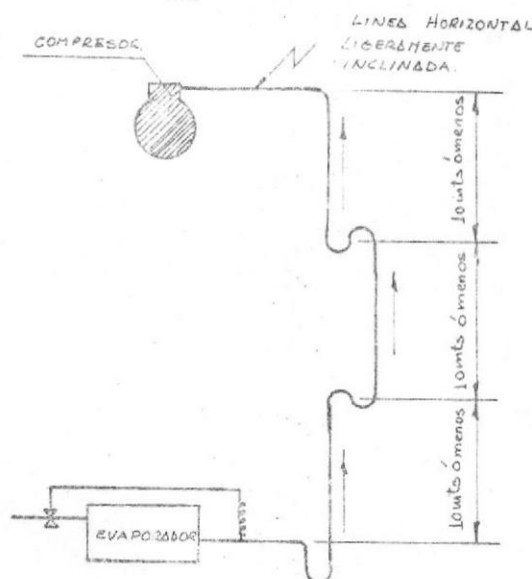


FIGURA 5.2.- Disposición de un conducto de aspiración dimensionado para una velocidad mínima de refrigerante de 8 m/s a mínima carga frigorífica.

- b) Cuando la Planta tiene un solo evaporador con salida de vapores hacia abajo, o sea cuando el evaporador está a un nivel más alto con respecto al compresor como lo muestra

la figura 5.3 aquí se aplica el mismo principio del sifón como en el caso anterior, pero además se hace un encuadrado hasta un poquito más arriba

de la parte superior del evaporador, a fin de evitar el drenaje del líquido del líquido refrigerante hacia el compresor.

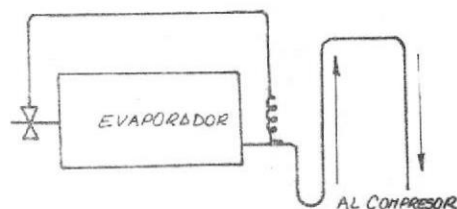


FIGURA 5.3.- Caso b

- c) Cuando la Planta tiene dos evaporadores desalineados con salida de vapores hacia abajo, como en el caso b, las observaciones son exactamente las mismas.

- d) Cuando las plantas tienen dos evaporadores alineados uno encima del otro y los dos a un nivel más alto que el compresor, -- como lo muestra la figura 5.5

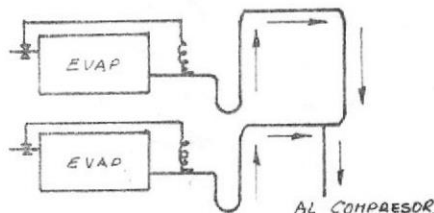


FIGURA 5.4.- Caso c

- e) Cuando la planta tiene dos evaporadores desalineados con salida hacia abajo, es decir como en el caso c, con la particularidad que se quede disponer los conductos a y b, tal como se representa en la figura 5.6 -- en líneas punteadas pero siempre y cuando estos conductos tengan la misma dimensión que el conducto c.

- d) Cuando la Planta tiene tres evaporadores perfectamente alineados -- uno al lado de otro, pero con la salida de los vapores hacia abajo; tal como lo muestran las figuras 5.7 y 5.8

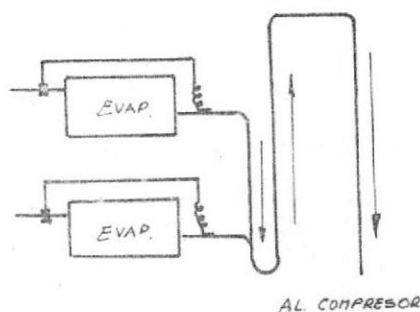


FIGURA 5.5.- Caso d

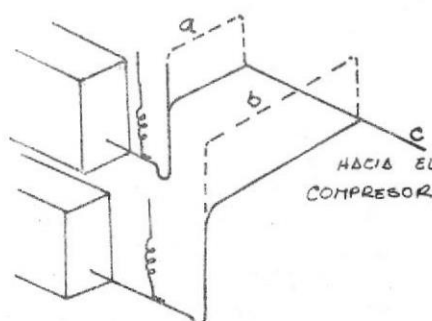


FIGURA 5.6 Caso e

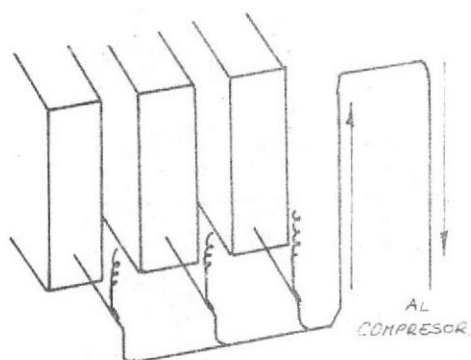


FIGURA 5.7.- Caso f

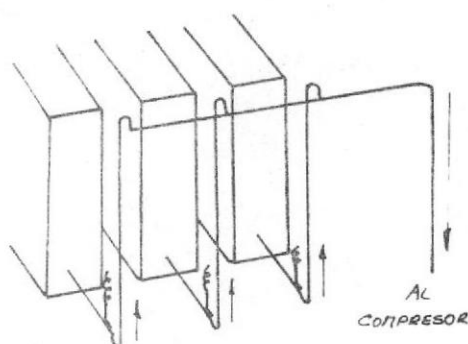


FIGURA 5.8.- Caso g

- g) Cuando la Planta tiene múltiples evaporadores a diferente nivel con relación al tubo colector principal que va hacia el compresor (Esquema de la figura 5.9); como se puede apreciar este tubo colector es ligeramente inclinado; en b y c del esquema tenemos un arreglo de codos en forma invertida, diferente al de los sifones a, d y e; de esta manera se previene el contraflujo hacia los evaporadores, cuando la Planta Frigorífica está parada.

5.6.2.- Tubos verticales dobles.- Cuando la variación de la capacidad frigorífica produce una caída de presión, que no puede ser compensada dentro de los límites deseados en un solo tubo vertical, ni aún combinando con tubos horizontales inclinados. En este caso es necesario el uso de dobles tubos verticales. Con el uso de estos dobles tubos se logra mantener las velocidades requeridas de refrigerante y se asegura por otra parte el retorno del aceite al compresor. En el esquema de la figura 5.10 tenemos un arreglo de este tipo en el que el tubo vertical de menor tamaño a (diámetro más pequeño) es demasiado para velocidades que se adaptan a los períodos de carga mínima de la Planta, pero la suma de las dos secciones internas de estos tubos es calculada, de manera a obtener una velocidad suficientemente alta a períodos de máxima carga frigorífica.

La forma como se comporta este doble tubo vertical es la siguiente: a) Cuando la Planta trabaja a carga frigorífica reducida, el aceite se separará y llenará el sifón B' del fondo del tubo vertical B (de mayor diámetro) sellándolo de este modo. El gas refrigerante fluirá entonces solamente a través del tubo vertical

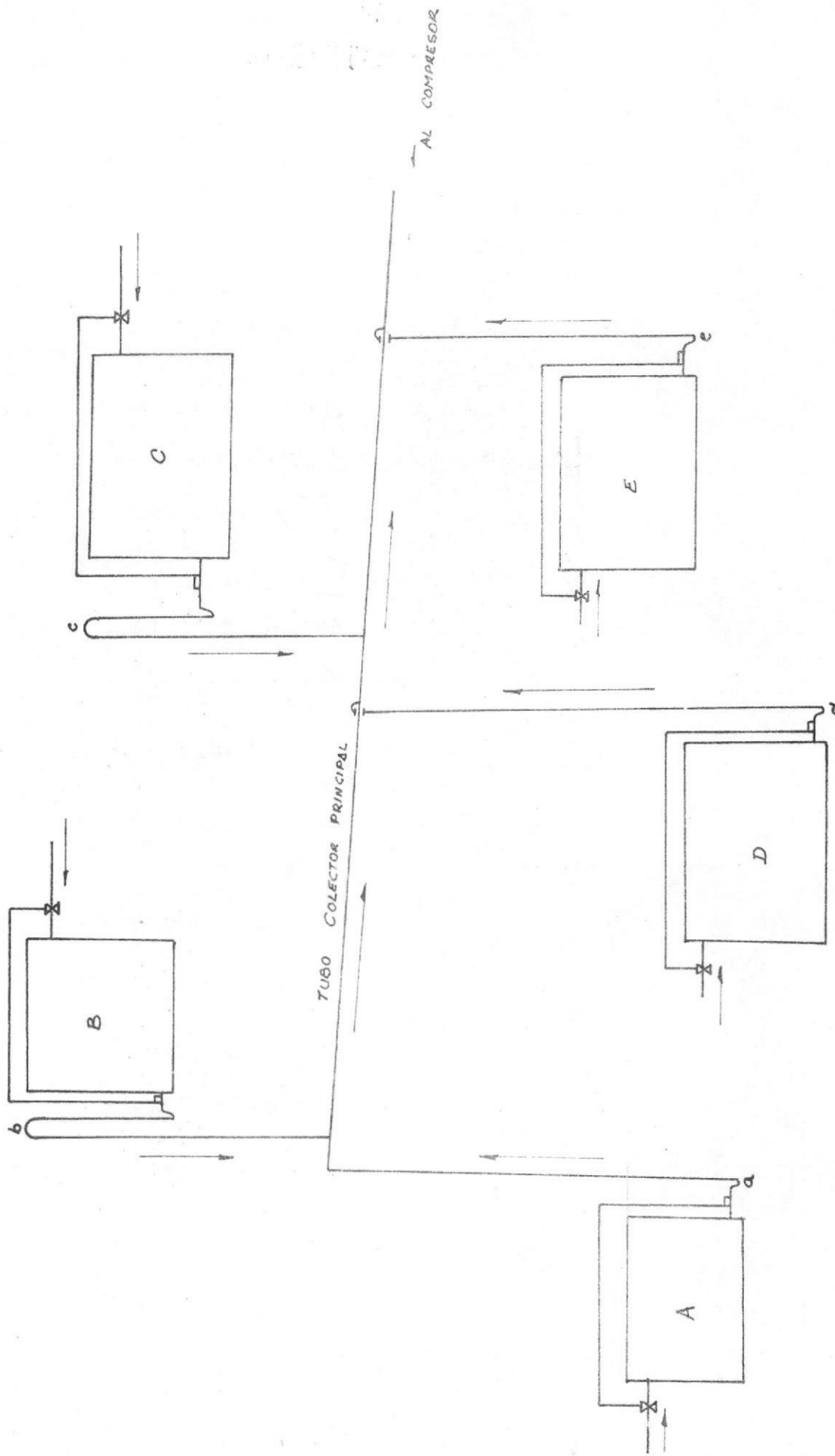


Fig. 5-9 Caso 8

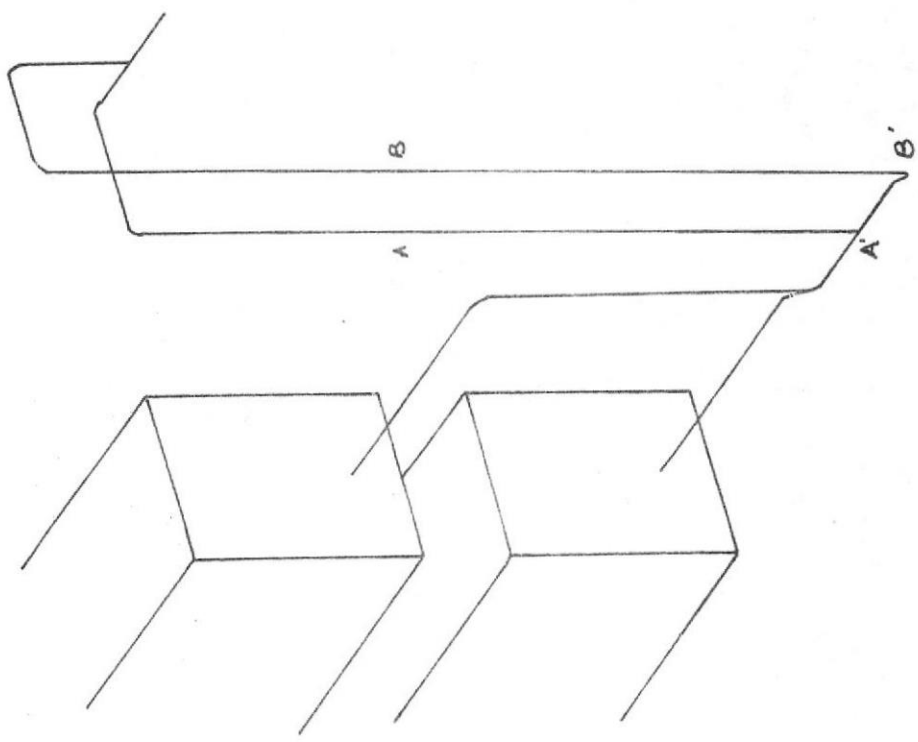


FIGURA 5.10.- Sistema a Doble Tubo

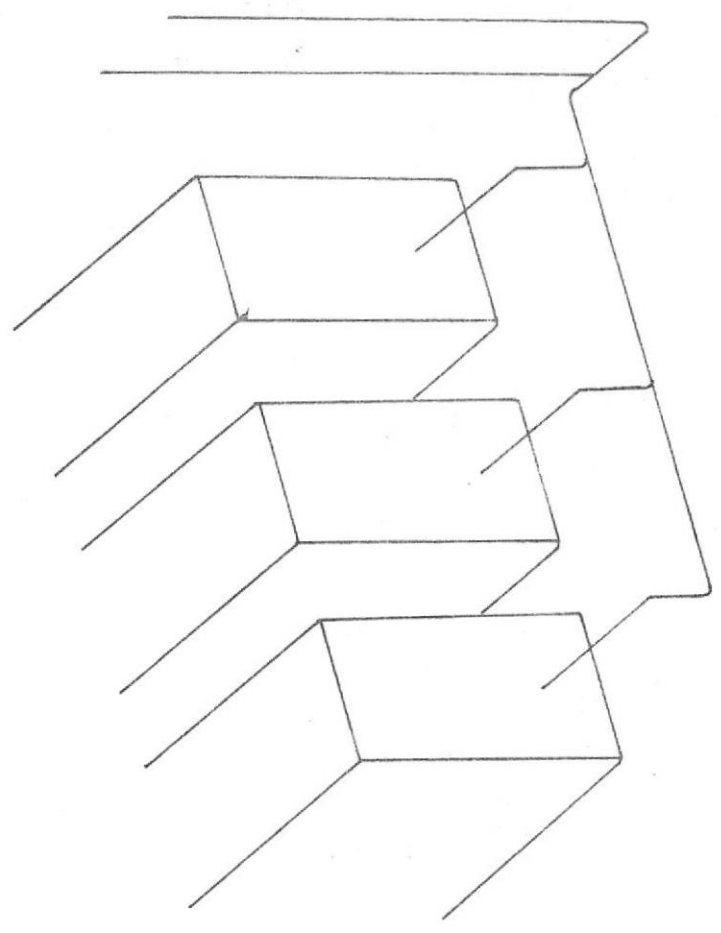


FIGURA 5.11.- Sistema a Doble Tubo con Múltiples Evaporadores

a y la velocidad a través del mismo será suficientemente alta para prevenir cualquier separación completa del aceite.

b) Cuando la carga frigorífica es aumentada la caída de presión a través del tubo vertical de diámetro más pequeño (A) extraerá el aceite hacia afuera del sifón A' y empezará en este momento el flujo del gas refrigerante a través de ambos tubos verticales (A y B) arrastrará el aceite llevándolo hacia arriba en dirección del conducto colector de aspiración. Este conducto debe ser de mayor dimensión que los tubos verticales y ellos deben estar conectados al mismo en el tope, aunque también es tolerable que sean conectados a un costado del conducto colector. En el esquema de la figura 5.11 tenemos otro sistema de tubos verticales dobles en el caso de una Planta con tres evaporadores ubicados a un mismo nivel y alineados uno al lado del otro.

5.7.- Disposición de los conductos de aspiración en los compresores. - La disposición de los conductos de aspiración en el compresor propiamente dicho depende de los siguientes factores:

- Número de compresores
- Tipo de compresores
- Disposición de los compresores

El problema principal es el número de compresores, -- pues cuando se trata de varios compresores que trabajan en paralelo, hay que evitar que el carter de uno u otro compresor sea vaciado, y que el retorno del aceite no sea uniforme, ya que cuando unos compresores trabajan a una presión de aspiración más grande que los otros* sería necesario montar tubos de compensación de presión en los cárteres de los compresores.

Los casos más comunes que se presentan en la disposición de estos conductos son los siguientes:

- a) Cuando la Planta Frigorífica tiene un solo compresor de tipo alternativo en línea (esquema de la figura 5.12).
- b) Cuando la Planta tiene un solo compresor en -- es necesario disponer el conducto de aspiración como lo muestra el esquema de la -- figura 5.13.
- c) Cuando la Planta tiene dos compresores en paralelo que se encuentran a un nivel más bajo con respecto a los evaporadores (esquema de la figura 5.14).

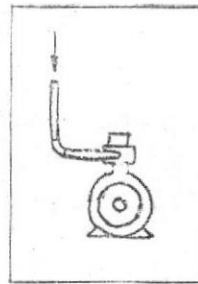


FIGURA 5.12
caso a)

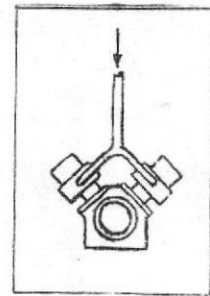


FIGURA 5.13
caso b)

Como se puede apreciar es necesario disponer el ramal o conducto de distribución en "U", a fin de -- que cuando un compresor trabaja a plena carga y el

* Esto a causa de una regulación automática de: "todo ó nada" o de "todo ó poco".

otro en marcha lenta (ó está parado momentaneamente); no se llene de aceite el conducto de succión de este último.

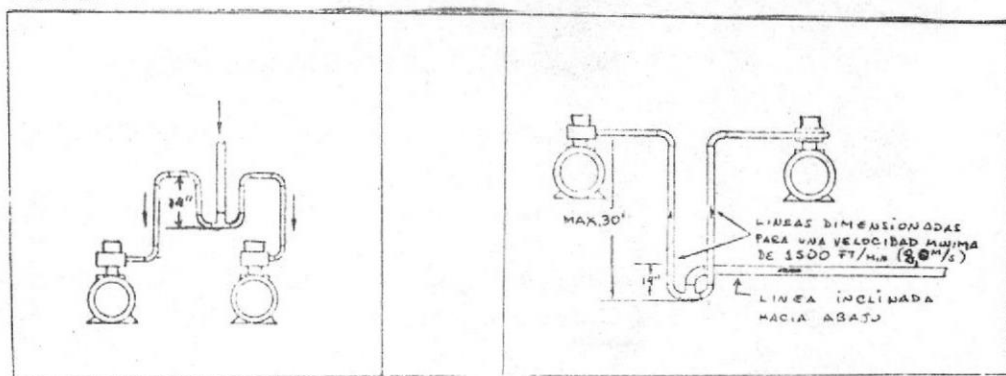


FIGURA 5.14.-
caso c

FIGURA 5.15.-
caso d

d) Cuando la Planta tiene dos compresores igualmente en paralelo pero ubicados a un nivel más alto con respecto a los evaporadores (esquema de la figura 5.15), en este caso hay que observar las mismas recomendaciones del caso anterior - en lo que se refiere al tubo colector principal de distribución a los dos compresores.

e) Cuando la Planta tiene múltiples compresores en paralelo situados a un nivel más bajo de los evaporadores (esquema de la figura 5.16). En este caso es necesario disponer el cabezal o colector de aspiración en posición horizontal y lo más corto posible siempre que las dimensiones de los conductos de cada compresor. En el esquema esta representado la forma como deben ser acoplados estos conductos al cabezal, las distancias x debe ser hechas lo más cortas posibles. En conclusión, la disposición de estos tubos

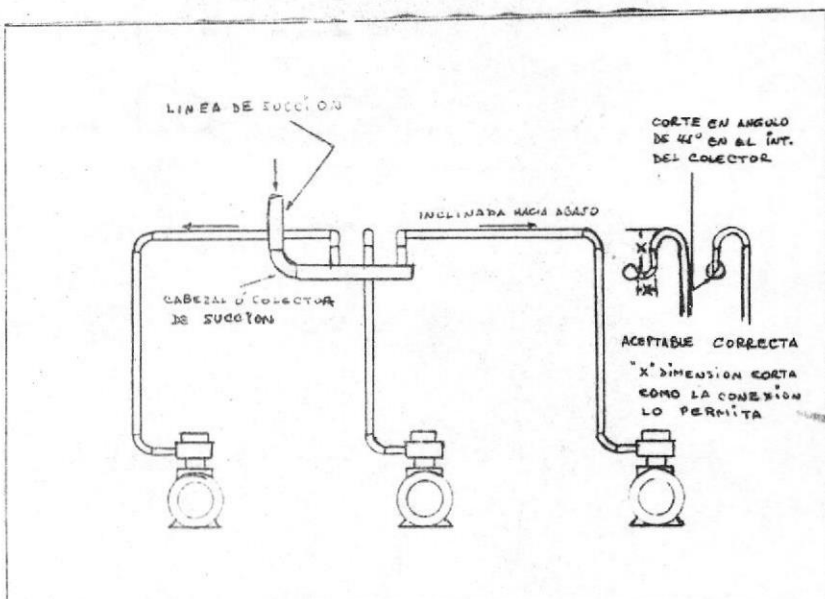


FIGURA 5.16.- Disposición de la tubería de aspiración para el caso e de múltiples compresores en paralelo. Acople de los conductos individuales de cada compresor en el colector principal aspiración.

en "U"*, permite que el aceite sea continuamente retornado a los compresores; incluso en el caso que alguno de ellos - trabaje a mínima carga ó deje de trabajar cualquier acumulación de aceite en el conducto de aspiración durante el período que los compresores quedan fuera de servicio, será generalmente una pequeñísima cantidad, que será arrastrada -- por el gas refrigerante, el momento que los compresores de

* En el caso de compresores en paralelo.

la Planta empiecen a trabajar. Finalmente debemos indicar, que en ninguno de estos esquemas, han sido representados los tubos compensadores de nivel de aceite, ni los tubos que comunican con las fases gaseosas de los cárteres de los compresores.

***/**

CAPITULO VI

SINTESIS DEL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJOS MONOFASICOS Y DIFASICOS EN UN TUBO CILINDRICO DE SECCION CIRCULAR.

6.1.- Flujo monofásico: Formas.- El flujo monofásico de un fluido se presenta bajo dos formas:

- a) A baja velocidad, tenemos el régimen laminar, en el cual los elementos fluidos se encaminan paralelamente a las generatrices del tubo sin mezclarse los unos a los otros. Este régimen es estable para los números de Reynolds inferiores a 2000.

$$Re = \frac{\rho V d_i}{\mu} \approx < 2000 \quad (6.1)$$

- b) A velocidades superiores a un cierto valor característico, tenemos el régimen turbulento, en el cual se produce una mezcla de diversas partículas de fluido y una interpenetración de las trayectorias elementales. Este régimen es completamente desarrollado para

$$Re = \frac{\rho V d_i}{\mu} \geq 10000 \quad (6.1')$$

Para flujos correspondientes a números de Reynolds comprendidos entre 2000 y 10000, el régimen de flujo pasa progresivamente del régimen laminar al régimen de transición. En el campo transitorio y turbulento los tubos rugosos se comportan diferentemente de los tubos lisos.

6.2.- Cálculo de la caída de presión en flujo monofásico.- Para efecto del cálculo de la caída de presión en flujo monofásico la fórmula de Colebrook (algunas veces llamada de Fanning) es la que en el estado actual de investigaciones concuerda mejor con los resultados experimentales

$$P = f \frac{L}{d_i} \rho \frac{V}{2} \quad (6.2)$$

En esta fórmula el coeficiente de caída de presión por unidad de longitud (f) varía según el régimen y es siempre función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la pared del tubo en cuestión

- Este régimen laminar es igual a: $f = \frac{64}{Re}$ (6.3)
Este valor resulta de la Ley de Poiseuille y en diagrama de Nikuradse y Moody se lo conoce Recta de Poiseuille de pendiente -1.

- En régimen turbulento liso:
Este valor resulta en cambio de la Ley de Blassius aplicable en tubos lisos y que en el diagrama se lo conoce como Recta de Blassius de pendiente -1/4.

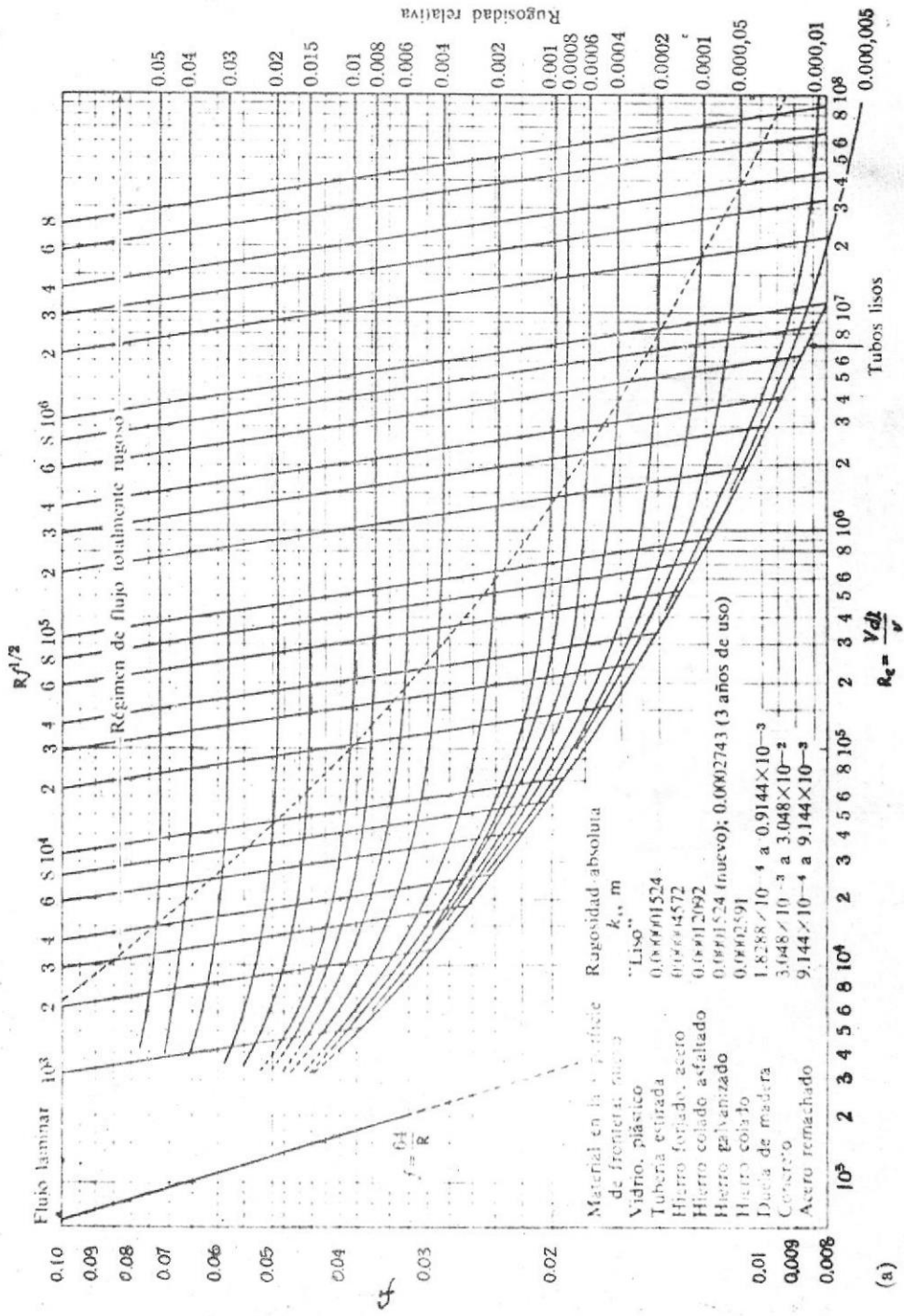
- En régimen turbulento "rugoso" el valor del coeficiente de caída de presión depende de la clase de tubo.

* A condición que el número de Reynolds no sea demasiado grande sino la Ley de Karman es mejor representativa del fenómeno real

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log (Re \sqrt{f}) - 0,8$$

Este valor es representado por la curva inferior correspondiente a los tubos lisos de la figura 6.1.

FIG. 6-1. - DIAGRAMA DE NIKURADSE - MOODY



6.3.- Flujo difásico: Formas.- El flujo difásico se puede presentar de diferentes formas dependiendo de la naturaleza de las fases en presencia y del predominio de una de las fases con respecto a la otra; Toraille (48) en su Tesis de Ingeniero ha descrito bastante bien el análisis de las formas de esta clase de flujo, los casos que se presentan son los siguientes:

6.3.1.- El fluido principal es un líquido: Tres subformas pueden presentarse:

a) La fase secundaria es un sólido; ejemplo: transporte hidráulico de las cenizas de las calderas a carbón en las centrales térmicas.

b) La fase secundaria es un líquido miscible con el líquido principal; ejemplo: tuberías que contienen hidrocarburos y agua a la entrada de algún separador.

c) La fase secundaria es un gas; ejemplo: a la entrada de un evaporador la fase líquida es la principal (con respecto a la masa total circulante) y la fase gaseosa es la secundaria.

6.3.2.- El fluido principal es un gas.- Dos subformas pueden presentarse: a) La fase secundaria es un sólido; ejemplo: en fluidización; b) La fase secundaria es un líquido; ejemplo: nuestro estudio en los conductos de aspiración de las Plantas Frigoríficas.

6.4.- Condiciones del flujo difásico.- El flujo difásico puede efectuarse dentro de las condiciones diferentes, dependiendo de que las relaciones de masa y volumen de las dos fases en presencia sean o no constantes, dos casos pueden presentarse:

6.4.1.- Las relaciones de masa o volumen, ó las dos de las fases en presencia son constantes.-

En este caso estamos en presencia de un flujo cuyas características físicas no varían,* de esta manera es posible en cierta forma asimilar la corriente difásica a un flujo monofásico, cuyas características resultarían de la proporción de las dos fases. En otras palabras estaríamos en presencia de un modelo homogéneo. Es preciso notar que el método de cálculo para este caso es solamente aproximado, ya que la proporción de los dos fluidos en presencia no se traduce nunca por una variación proporcional de las características físicas de los dos constituyentes.

6.4.2.- La relación de masa o volumen ó las dos de las fases en presencia no son constantes.-

Este caso se produce cuando hay una modificación de las proporciones de las dos fases en presencia, esto sucede en consecuencia de un aporte (evaporador) ó substracción (condensador). En este caso es más difícil deducir las características físicas de las fases a la entrada y a la salida de la parte de flujo estudiada y sería necesario tomar en cuenta las variaciones de la cantidad de movimiento a lo largo del flujo; es decir que estaríamos en el caso de un modelo con deslizamiento entre fases. Por lo tanto el mode-

* Siempre y cuando la temperatura y la presión no cambien de manera sensible a lo largo del tubo.

lo homogéneo no puede ser adoptado y nos veremos obligados a utilizar relaciones empíricas, tal como lo trataremos en párrafos posteriores.

6.5.- Tipos de flujo difásico.- La clasificación actual de los tipos de flujo ha sido establecida por estudios visuales, esta clasificación difiere según la dirección del flujo (horizontal o vertical).

La observación de la elevación de estos tipos de flujo ha sido realizada tanto modificando sucesivamente la proporción de los caudales relativos de las dos fases de fluidos diferentes, como recurriendo a un cambio de fases de un mismo fluido por aporte de calor (vaporización) ó por substracción de calor (condensación).

Una de las mejores descripciones relacionadas con el tipo de flujo ha sido hecha por Anderson y Russel (1) y en la figura 6.2. tenemos una representación gráfica de la clasificación general.

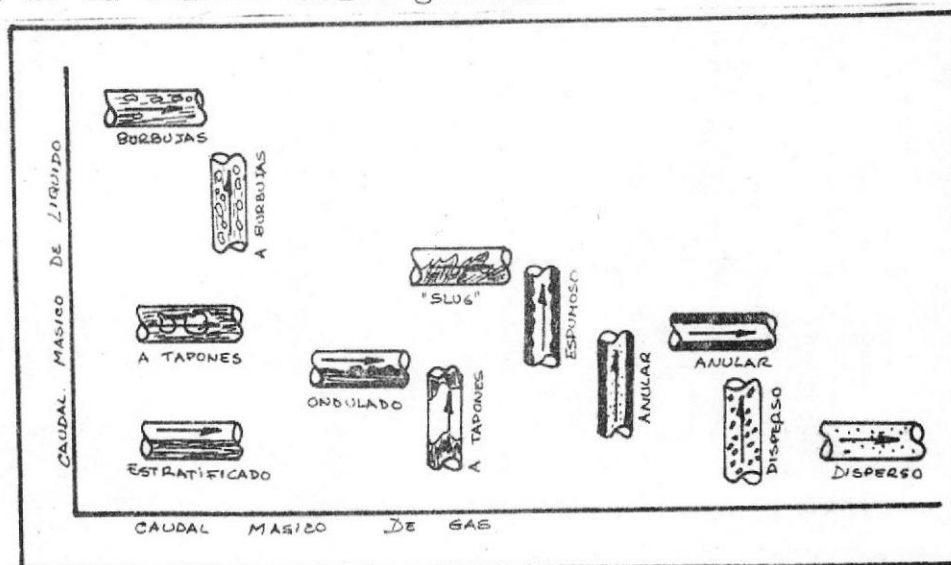


FIGURA 6.2.- Tipos de Flujo Difásico
(Extraído del Chemical Engineering
September 1.959 [5])

6.5.1.- Flujo horizontal.- Los diagramas de flujo han sido ordenados por Alves para los tubos horizontales. Partiendo de la fase líquida para llegar a la fase gaseosa, siete tipos de flujo han podido ser discernidos. Considerando un crecimiento progresivo de la importancia relativa de la fase vapor, ellos se llevan a cabo de la siguiente forma, excluyendo los flujos monofásicos.

a) Flujo a burbuja.- El gas fluye bajo la forma de burbujas a lo largo de la superficie superior del tubo, la velocidad de estas burbujas y la velocidad del líquido son aproximadamente iguales. Si las burbujas se dispersan a través del líquido el flujo es denominado espumoso.

b) Flujo a tapones.- El crecimiento del caudal de gas tiende a provocar el agrupamiento de las burbujas; y tapones de gas y de líquido fluyen alternativamente a lo largo de la parte superior.

c) Flujo estratificado.- El líquido fluye sobre el fondo del tubo mientras que el gas fluye en la parte superior. La superficie de separación gas-líquido permanece lisa, y la porción ocupada por cada fase perma-

nece constante. Este tipo de flujo corresponde a velocidades pequeñas de las dos fases.

d) Flujo ondulado.- Si se aumenta el caudal de gas en flujo estratificado, ondas cuyos senos van aumentando se forman superficialmente.

e) Flujo "Slug".- Si se aumenta aún más el caudal del gas, la amplitud de la onda líquida aumenta a tal punto que toca la parte superior del tubo y forma una especie de cresta espumosa. La velocidad de estas crestas espumosas es superior a la velocidad promedio del líquido.

f) Flujo ondular.- El líquido fluye bajo la forma de una película de espesor variable sobre la pared del tubo, mientras que el gas fluye como un núcleo a alta velocidad en la parte central. Una cierta cantidad de líquido es arrastrada en el núcleo en forma de pequeñas gotas.

g) Flujo disperso.- A medida que el porcentaje de gas aumenta el flujo anular se convierte en niebla, ya que la película del líquido es completamente despegada de la pared y arrastrada por el gas en forma de finísimas gotas.

6.5.2.- Flujo vertical.- Para los tubos verticales son Nicklin y Davidson quienes han clasificado por examen visual los tipos de flujo en cinco categorías de base

a) Flujo a burbuja.- El líquido que se desplaza en el tubo constituye una fase continua, mientras que el gas se dispersa en forma de burbujas cuyo tamaño, velocidad y cantidad aumenta con el flujo del gas.

b) Flujo a tapones.- Si el caudal de gas aumenta, vaporizaciones alternadas de líquido y de tapones de gas se elevan en tubo, las crestas del líquido vaporizándose encierran algunas burbujas de gas esparcidas. Al envolver cada tapón de gas la película de líquido de apariencia laminar fluye hacia la periferia del tapón. Si el caudal de gas aumenta, los tapones de gas aumentan en longitud y su velocidad crece.

c) Flujo espumoso.- Si se aumenta el caudal de gas, la película laminar de líquido desaparecen y las burbujas se mezclan con el líquido para formar un flujo turbulento desordenado.

d) Flujo anular.- El flujo gaseoso aumenta aún más y el líquido se desplaza sobre la pared del tubo con una velocidad inferior a aquella del gas que se desplaza formando un núcleo. Una parte del líquido es arrastrado en el núcleo gaseoso en forma de finísimas gotitas, el arrastre aumenta con la velocidad del gas.

e) Flujo disperso.- La velocidad del gas sigue aumentando y todo el líquido es despegado de la pared del tubo y arrastrado por el gas en forma de finísimas gotitas.

6.6.- Determinación del tipo de flujo.- La determinación del tipo de flujo es importante en la selección de correlaciones para el cálculo de la caída de presión, como lo veremos más adelante cuando tratemos este tópico con detalle.

Numerosos trabajos basados en la experiencia de exámenes visuales en condiciones precisas han permitido determinar los parámetros de base necesarios para el establecimiento de diagramas fácilmente explotables. Distinguimos dos clases de diagramas, unos son establecidos para flujo horizontal y otros para flujo vertical, lo cual es lógico ya que los tipos de flujo no son exactamente los mismos en los dos casos. Para flujos horizontales el diagrama más comúnmente empleado es el de Ovid Baker (7) mostrado en la figura 6.3. Este diagrama fue establecido sobre la base de las relaciones entre G' (velocidad másica del gas) y L'/G' (relación de velocidades másicas del líquido y del gas respectivamente); habiendo empleado en sus ensayos agua como líquido y aire como gas. Este científico amplió la explotación de su diagrama a otros líquidos y gases por medio de la introducción de los coeficientes λ y ψ definidos a continuación.

La velocidad másica del gas es dividida por:

$$\lambda = \left(\frac{\rho_g}{1.2} \times \frac{\rho_l}{998} \right)^{1/2} \quad (6.7)$$

L'/G' es multiplicado por

$$\text{donde: } \psi = \frac{0.073}{\tau_l} \left[\mu_l \left(\frac{998}{\rho_l} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (6.8)$$

con: ρ_g = densidad del gas en kg/m^3

1.2 = densidad del aire a la presión atmosférica normal (760 mm Hg y a 21.1 C) en kg/m^3

ρ_l = densidad del líquido en kg/m^3

998 = densidad del agua a la presión atmosférica normal en kg/m^3

0,073 = tensión superficial del agua a 21,1 C en N/m

τ_l = tensión superficial del líquido en N/m

μ_l = viscosidad dinámica del líquido en N/m

pero por supuesto el diagrama de Baker debe tener:

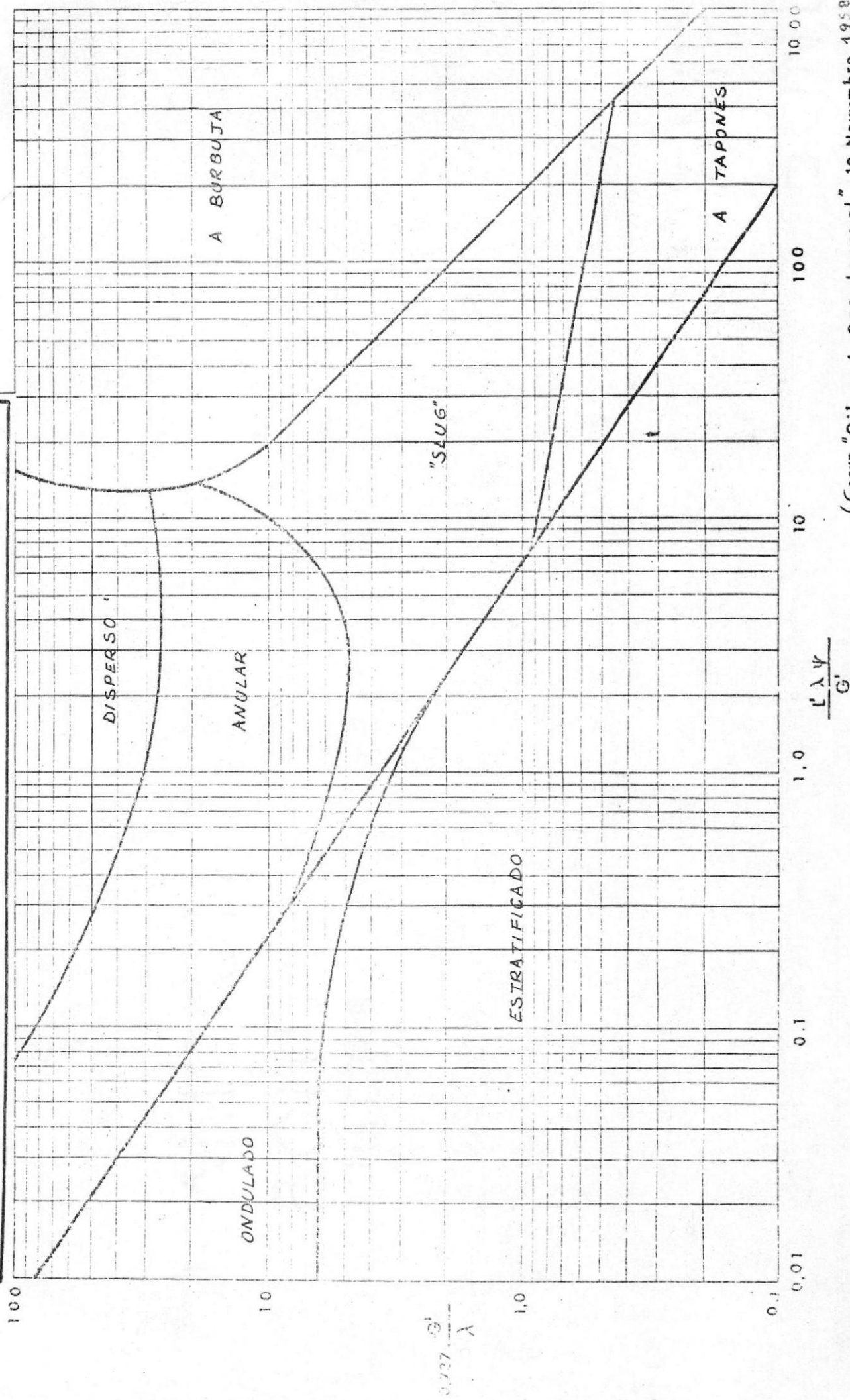
- Las abscisas multiplicadas por un coeficiente que toma en consideración la relación de μ_l expresada en MKS.,
- Sus ordenadas que deben tomar en cuenta la unidades MKS de G' con respecto a las unidades anglo-sajonas en estos gráficos, los dominios son en realidad circunscritos por zonas de transición entre los diferentes tipos de flujo y no por curvas límites; de esta forma podemos obtener a partir de este diagrama solo una idea aproximada del tipo de flujo considerado.

Para flujo vertical dos diagramas son utilizados, - el uno es de Griffith y Wallis y el otro de Govier, Radford y Dunn; pero estos gráficos no son muy completos. Anderson y Russell (2) analizan estos diagramas con aplicaciones numéricas; nosotros lo citamos como referencia sin entrar en mayor detalle pues - no interesa en nuestro estudio.

6.7.- Efecto del flujo difásico.- El flujo difásico tiene - concretamente dos efectos:

- Sobre el coeficiente de transferencia de calor
- Sobre la caída de presión.

FIG. 6-3.- DIAGRAMA DE PREVISION DE FLUJO PARA FLUJO HORIZONTAL



6.7.1.- Sobre el coeficiente de transferencia de calor.- Este efecto es analizado por Teraille (48) y como no interesa en nuestro estudio únicamente lo citamos.

6.7.2.- Sobre la caída de presión.- Independientemente del método empleado para determinar la caída de presión teórica, la caída de presión existente en un tubo por el cual circula un flujo difásico es mayor a la caída de presión correspondiente al flujo de la una o de la otra fase en el mismo tubo bajo condiciones similares de operación.*

En los flujos difásicos hay frotamientos que se producen entre las dos fases y que se suman a los que se efectúan contra las paredes del tubo. Estos frotamientos son ocasionados por las diferentes velocidades de las fases en presencia; la velocidad promedio del líquido es generalmente inferior a la del gas -- (vapor)

6.8.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico para tubos horizontales y verticales.- La caída de presión en un flujo difásico es convenientemente separada en tres componentes: - Frotamiento
- Aceleración
- Gravedad

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{df} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{grav}$$

- La caída de presión por frotamiento es producida por intercambio de impulso de cada una de las fases (líquida y vapor) de la mezcla que fluye sobre las paredes y además por las reacciones que se efectúan entre las dos fases.

- La caída de presión por aceleración proviene del cambio de impulso ocasionado por la vaporización.**

- La caída de presión por gravedad es relativamente importante en el caso de tubos verticales, debido a que es dependiente de la diferencia de altura que el fluido debe alcanzar para ascender hacia el extremo superior de un tubo vertical.

En la práctica y en la mayoría de los casos solo la caída de presión por frotamiento es importante*** ya que las caídas de presión por aceleración y por gravedad constituyen solamente un pequeño elemento de la caída total de presión.

6.9.- Métodos de cálculo para flujo horizontal.- Muchos métodos se emplean para el cálculo de la caída de presión en flujo difásico horizontal, pero como el objeto de nues--

* Esto ha sido comprobado con los resultados experimentales.

** En el caso de una condensación se observaría lógicamente un efecto de signo contrario.

*** Especialmente en el caso de gases o vapores.

tro trabajo no es hacer un análisis detallado de todos ellos, abordaremos los que tienen más precisión en sus resultados y mencionaremos a manera de referencia los otros mas importantes.

6.9.1.- Método de modelo homogéneo.- Este método consiste en asimilar la mezcla difásica a un fluido homogéneo, partiendo de las características físicas de los constituyentes, (fases líquida y gaseosa) para determinar aquellas que resultarían de su mezcla. Este método permite efectuar los cálculos como si se tratase de un flujo monofásico; por otra parte este método supone -- que no hay deslizamiento entre ambas fases, o sea que fluyen a la misma velocidad. Chaddock, Werner y Papanchriston (12) explican en su publicación este método, y Toraille (48) lo empleó en su Tesis de Ingeniero.

6.9.2.- Método Lockhart - Martinelli.- Lockhart y Martinelli (40) fueron los pioneros en establecer una correlación para el cálculo teórico del flujo difásico - en tubos horizontales. Su correlación es un método empírico que emplea parámetros adimensionales.

La base de esta correlación es la hipótesis que la caída de presión es igual a la caída de presión de una su puesta como si fluyera sola en el tubo, y esta caída de presión es multiplicada por un factor que no es otra cosa que la relación entre la caída de presión monofásica del líquido y la caída de presión monofásica -- del gas.

Cuatro tipos de mecanismos pueden presentarse en el -- transcurso del flujo paralelo de un líquido y de un -- gas y estos son dependientes del número de Reynolds.

La Tabla 6.1 nos describe en detalle - estos mecanismos.

El procedimiento de uso de este método es el siguiente:

MECANISMO DE FLUJO	NUMERO DE REYNOLDS	
	LIQUIDO	GAS
LIQUIDO TURBULENTO - GAS TURBULENTO	>2.000	>2.000
LIQUIDO VISCOZO - GAS TURBULENTO	<1.000	>2.000
LIQUIDO TURBULENTO - GAS VISCOZO	>2.000	<1.000
LIQUIDO VISCOZO - GAS VISCOZO	<1.000	<1.000

a) Se calcula TABLA 6.1.- Tipos de mecanismos de flujo la caída de -- jo difásico.

presión para la fase líquida y para la fase gaseosa - haciendo uso de la fórmula de Colebrook y suponiendo - que en cada cálculo sólo hay un fluido en desplazamiento.

b) Se calcula entonces el parámetro X

$$X = \sqrt{\frac{(\frac{\Delta P}{\Delta L})_l}{(\frac{\Delta P}{\Delta L})_g}} \quad (6.10)$$

c) Se calcula los números de Reynolds para las fases - líquidas y gaseosas, como si cada fase fluyera sola en el tubo, luego a partir de la tabla 6.1 se determina - el tipo de mecanismo en cuestion.

d) Con el diagrama de Lockhart y Martinelli (figura - (6.4) y conociendo X y el tipo de mecanismo de flujo (turbulento-turbulento; viscoso-turbulento; turbulento -viscoso; viscoso-viscoso), utilizaremos las curvas -

ϕ_l para el líquido y ϕ_g para el gas, para obtener el valor de ϕ que es un parámetro definido por la siguiente ecuación, que nos dá la caída de presión - en régimen difásico

$$\Delta P_{df} = \phi^2 (\Delta P)_l = \phi^2 (\Delta P)_g \quad (6.11)$$

según que el valor de ϕ haya sido obtenido a partir de las curvas ϕ_l o ϕ_g . Como conclusión de este método podemos terminar manifestando que no se aplica al flujo de tipo estratificado, ni a los flujos en los cuales hay vaporización ó condensación acarreado una aceleración positiva ó negativa muy grande.

6.9.3.- Método Hughmark.- Hughmark (27) (28) escogió una forma de la ecuación de la energía para establecer su correlación de caída de presión, expresada en términos de trabajo perdido. En flujo adiabático difásico esto es fácilmente convertible a caída de presión por frotamiento. Su correlación general es la siguiente:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{df} = z \left(g/g_0\right) (f_c F_R)_{df} \quad (6.12)$$

El número de Froude es determinado por la relación:

$$(F_R)_{df} = \frac{V^2}{g_0 d_i^3} \quad (6.13)$$

donde:

$$V = \left(\frac{1}{s_i}\right) \left(\frac{\dot{m}_l}{\rho_l} + \frac{\dot{m}_g}{\rho_g}\right) \quad (6.14)$$

La densidad es dada por: $\rho_{df} = R_e \rho_l + (1 - R_e) \rho_g$ (6.15)

con los valores del coeficiente Hold up (R_e) determinados por la correlación de coeficientes Hold up (27)

El coeficiente de frotamiento para la relación 6.12 es función de:

$$\frac{f_{df}}{f_H} = \phi \left[\gamma_l, (R_e)_H \left(\rho_g/\rho_l\right) \left(0.085/d_i\right) \right] \quad (6.15)$$

donde γ_l es la fracción de volumen de líquido y es definida como:

$$\gamma_l = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g} \quad (6.17)$$

El coeficiente de frotamiento de Hughmark es determinado a partir de la relación de KOO:

$$f_H = 0.00140 + \frac{0.125}{(R_e)_H} \quad (6.18)$$

El número de Reynolds para el uso de las ecuaciones - 6.16 y 6.18 es:

$$(R_e)_H = \frac{d_i M}{R_e \mu_l + R_g \mu_g} \quad (6.19)$$

La Tabla que nos presenta los resultados de la correlación del coeficiente de frotamiento Hughmark es dada por Chaddock, Werner y Kapachristou (12)

6.9.4.- Método Dukler, Wicks y Cleveland.- Este método es más reciente que el de Hughmark, pero en sus ecuaciones incluye también el coeficiente Hold up de -

Hughmark, los resultados de este método son mas precisos, según lo expresan Anderson y Russell (2) en su publicación y la cual incluye en su contenido un ejem--plo con aplicación numérica. Este método de Dukler, - Wicks y Cleveland puede ser utilizado tanto para tu--bos horizontales como verticales; en el caso de tubos horizontales el término correctivo de nivel es igual a cero y en el caso de tubos verticales; la corrección correspondiente puede ser calculada tomando un peso - específico promedio de la mezcla en el método normalizado.

Como para nuestro estudio no haremos aplicación ni -- del método de Hughmark, ni del Dukler, Wicks y Cleve--land no entraremos en mayores detalles, aunque debe--mos dejar constancia que nuestra dificultad en apli--car estos métodos, radica principalmente en las limitaciones que tenemos en nuestra instalación experimental para medir o determinar el coeficiente Hold up.

6.9.5.- Método Chawla-Gauler.- Estos investigadores - alemanes (13) hicieron un estudio acerca de la influencia del porcentaje de aceite sobre la caída de presión en los evaporadores y establecieron una correlación - que nosotros hemos empleados en la comprobación de -- nuestros resultados experimentales. La correlación -- Chawla-Gauler es la que más se aproxima a nuestros re--sultados experimentales y tanto esta como la correla--ción de Lockhart - Martinelli serán presentadas posteriormente en el capítulo VIII, con un ejemplo de aplicación numérica. La ecuación de Chawla-Gauler es:

$$\frac{\Delta P_{Df}}{\Delta L} = \frac{0.316}{\left(\frac{M d_i}{\mu_g}\right)^{1/4}} \cdot \frac{M^2 x^{7/4}}{2 d_i \rho_g} \left(1 + \frac{1-x}{x \beta T}\right)^{19/8} \quad (6.20)$$

- Donde β es el parámetro de flujo difásico que toma en consideración el intercambio de impulso entre las dos fases y expresado por la relación siguiente:

$$\beta = 9.1 \frac{1-x}{x} [Re_L Fr_L]^{-1/6} T^{0.9} \theta^{10.5} \quad (6.21)$$

- El número de Froude de la fase líquida (aceite en - nuestro caso) es determinado por:

$$Fr_L = \frac{M^2 (1-x)^2}{\rho_L g_0 d_i} \quad (6.22)$$

- Y el número de Reynolds de la fase líquida es:

$$Re_L = \frac{M (1-x) d_i}{\mu_L} \quad (6.23)$$

- En estas todas estas ecuaciones M es la velocidad másica total de las dos fases: $M = L' + G'$ (6.24)

- El título másico en vapor (gas) de la mezcla es:

$$x = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_e + \dot{m}_g} \quad (6.25)$$

- Por otra parte la relación de viscosidades es:

$$\theta = \frac{\mu_L}{\mu_g} \quad (6.26)$$

- Y la relación de densidades: (6.27)

$$T = \frac{\rho_L}{\rho_g}$$

6.10.- Métodos de cálculo para flujo vertical.- Como estos métodos no interresan en nuestro estudio, vamos únicamente a mencionarlos y a dar las citas bibliográficas de cada uno de ellos, es decir de los mas importantes e interesantes desde el punto de vista práctico.

Los métodos son los siguientes:

- a) Método del modelo Homogéneo analizado por Chaddeock, Werner y Papachristou (12) y aplicado por Toraille (48)
- b) Método de Hughmark (27) (28) (12)
- c) Método de Dukler, Wicks y Cleveland analizado y explicado por Anderson y Russell (2)
- d) Método de Wallis que es aplicable solo para flujo - difásico del tipo anular. Wallis (49) presenta su método basado en una teoría simplificada a base de parámetros adimensionales, introduciendo en sus relaciones el coeficiente de vacío (R_g)

$$R_g = 1 - R_l$$

donde R_l es el coeficiente Hold up utilizado por -- Hughmark.

***/**

C A P I T U L O VII

PARTE EXPERIMENTAL DEL ESTUDIO

7.1.- Objeto del trabajo experimental.- Muchas Plantas Frigoríficas de pequeña y mediana potencia son concebidas con separadores de aceite ineficaces ó sin ninguna clase de separador. El aceite de lubricación de los cilindros circula por todo el circuito de la Planta arrastrado por el refrigerante para luego retornar al compresor*.

Precauciones especiales** como las mencionadas en el Capítulo V (velocidades suficientes, dobles tubos verticales, etc.) deben ser tomadas en cuenta para asegurar el retorno de este aceite. La influencia del mismo sobre la caída de presión es generalmente desconocida y en consecuencia despreciada. En efecto los numerosos diagramas de los cuales nos servimos corrientemente para la concepción de conductos ó tuberías de Plantas Frigoríficas son basadas en el cálculo de la caída de presión en flujo monofásico. Si bien es cierto, que esta forma de cálculo "a priori" es correcta en el caso de las tuberías de líquido refrigerante, pero por supuesto con la condición de que se tome en consideración la viscosidad y la densidad de la mezcla aceite-refrigerante.

Por otra parte este método de cálculo no es válido de ninguna manera para el caso de los conductos de aspiración y descarga; en estos últimos el aceite es finamente disperso en la vena gaseosa, se puede decir que su influencia sobre la caída de presión sin ser despreciable es no obstante bastante reducida.

En cambio en los conductos de aspiración, el aceite -- que sale del evaporador a una baja temperatura y bastante viscoso, se desplaza lentamente a lo largo de las paredes, formando generalmente ondas anulares. Es decir, nos encontramos en el caso del flujo difásico -- de tipo anular descrito en el Capítulo VI.

De este fenómeno resulta que:

- a) El refrigerante en estado gaseoso se desplaza en un verdadero tubo líquido a paredes, cuya superficie interior presenta una cierta rugosidad.
- b) La energía llevada a cabo por la deformación de este tubo es suministrada por el refrigerante gaseoso -- que se encuentra fluyendo.
- c) La energía requerida por el aceite para fluir a lo largo del conducto de aspiración es igualmente suministrado por el refrigerante gaseoso.

Por todas estas razones se debe esperar como es lógico un aumento de la caída de presión con respecto a la -- que se observa en el caso de un flujo monofásico de refrigerante puro. El objeto de este trabajo de investigación es justamente determinar en que magnitud la caída de presión es afectada por la presencia de aceite en los conductos de aspiración y compararla con la caída de presión en el caso que el refrigerante circulara puro.

* Tal como lo habíamos ya explicado en el Capítulo IV.

** Que son conocidas por los instaladores y explotadores de Plantas Frigoríficas.

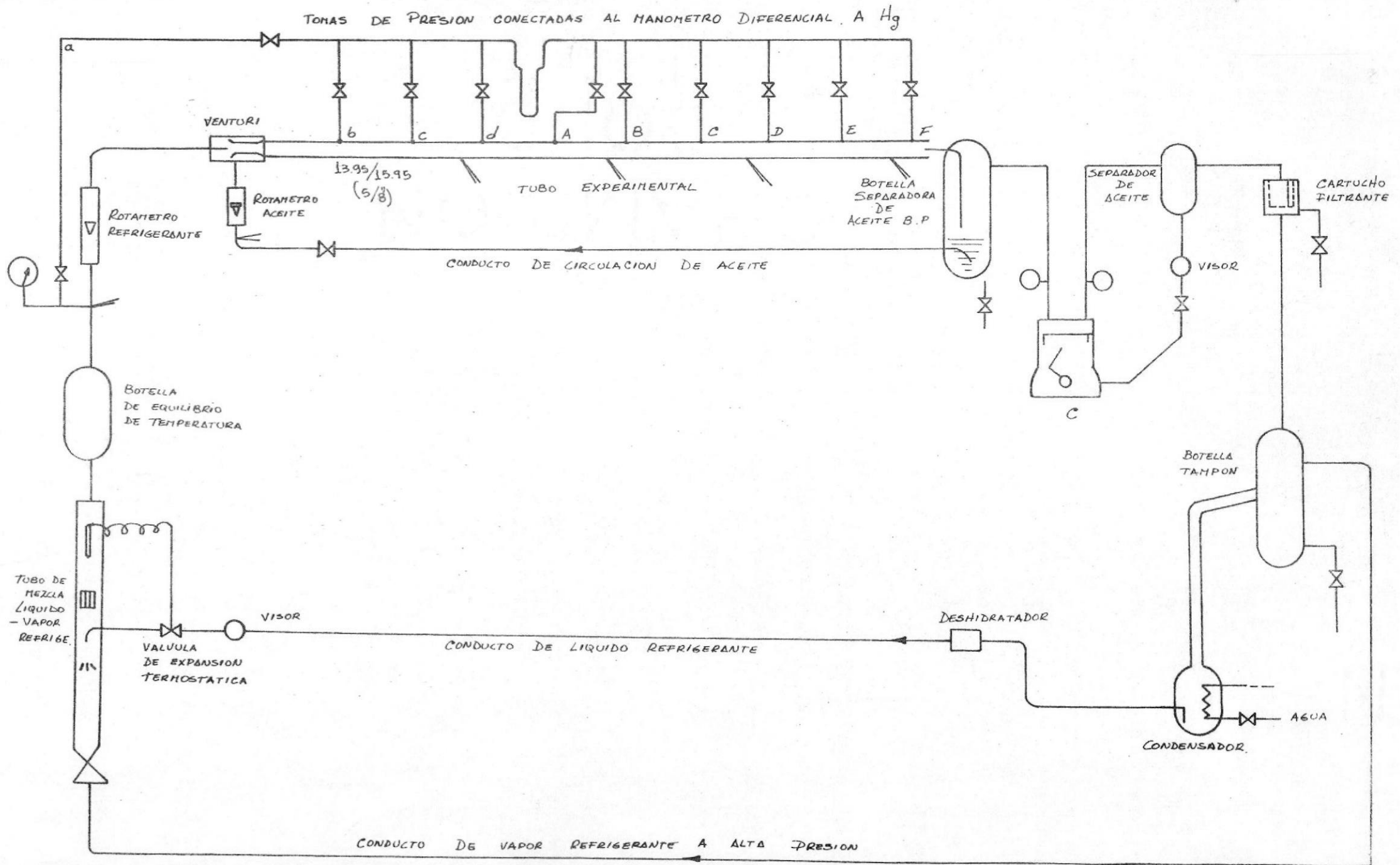


FIG 7-1 ESQUEMA DEL DISPOSITIVO EXPERIMENTAL INICIAL

7.2.- Disposición de la instalación experimental.- El Ingeniero Maxime Duminil**, propuso inicialmente el dispositivo experimental representado esquemáticamente en la figura 7.1. A este montaje especial debimos completar e introducir numerosas modificaciones para resolver los problemas -- que presentaba la instalación para ser puesta a punto y comenzar los ensayos del presente trabajo. Estas modificaciones han conducido al montaje representado esquemáticamente en la figura 7.2.

7.3.- Modificaciones de la instalación experimental.- Como sería demasiado largo justificar completamente cada una de las modificaciones realizadas, nos limitaremos a mencionar y comentar las principales:

<u>Realizaciones</u>	<u>Comentarios</u>
- Confección e instalación de 8 termocuplas cobre-constantán*.	- Para la medición de las temperaturas a lo largo del conducto experimental.
- Determinación del volumen del recipiente medidor de aceite (Figura - 7.2).	- Medir el caudal volumétrico del aceite.
- Cambio de aceite y de R12.	- Antes de cada modificación había necesidad de vaciar parcial ó totalmente el circuito extrayendo el refrigerante y muy a menudo también el aceite.
-- Detección de fugas.	- Después de cada modificación había que detectar las fugas por medio de una lámpara halóide, hacer el vacío con una bomba de vacío, acoplada a una trampa de nitrógeno líquido; y cargar nuevamente enseguida.
- Pruebas preliminares. - Instalación de una válvula de laminación a la aspiración del compresor.	- Para hacer variar el caudal másico desplazado -- por el compresor y por lo tanto el caudal volumétrico del gas refrigerante en el conducto experimental.
- Instalación de un manómetro antes de la válvula de laminación. - Instalación de un nuevo condensador de mayor capacidad con su respectiva botella receptora de líquido. - Instalación de un rotámetro más grande.	- Para que la presión de condensación sea más baja.

* Ver anexo No. 2: Confección y calibración de termocuplas.

** Sub-director del Laboratorio de Refrigeración del "Institut Francais du Froid Industriel"

- Instalación de una bomba centrífuga sobre el circuito de aceite.
- Reemplazo del motor de la bomba por otro de mayor velocidad.
- Eliminación de la bomba y modificación total del sistema de propulsión de aceite, por otro sistema comprendiendo:
 - . 2 botellas de aceite con visores indicadores de nivel.
 - . 1 botella de refrigerante.
 - . 1 nuevo recipiente medidor de aceite, de menor capacidad.
 - . 1 válvula micrométrica de expansión
 - . Numerosas válvulas de tipo cierre y numerosos tramos de tubos.
 - . Pruebas.
- Modificación de la ubicación de la válvula métrica de aceite y del rotámetro de aceite.
- Instalación de un manómetro diferente de columna de mercurio.
- Desmontaje de la culata del compresor
- La introducción del aceite en el tubo experimental era realizada por medio de un venturi ubicado a la entrada del tubo, como el sistema presentaba inestabilidad e insuficiencia dentro de ciertas condiciones de caudal, para compensar la caída de presión en el conducto de aspiración (tubo experimental)
- Aumentar el caudal de aceite en la inyección del tubo experimental.
- Calentamiento excesivo del aceite a través de la bomba y caudal fluctuante. Reemplazamos el sistema de propulsión de aceite, por otro, comprendiendo una botella de aceite puesto bajo la presión constante del refrigerante en estado de vapor saturado. Este aceite desplazado bajo presión constante podía de esta forma ser expandido por una válvula micrométrica e inyectado en el tubo experimental. La botella podía ser alimentada por una botella intermedia que podía ser puesta sucesivamente en contacto con la botella separadora de aceite (baja presión) ubicada a la aspiración del compresor y con la presión saturante del vapor refrigerante a la temperatura ambiente.
- Caídas de presión demasiado notables después de la expansión del aceite a causa del flujo difásico (aceite-refrigerante).
- Medir la caída de presión a lo largo del tubo experimental.
- Medir el diámetro interior del cilindro y la carrera del pistón, para deducir así la cilindrada y el volumen teórico con el fin de verificar los caudales medidos.

- Rectificación de las válvulas de admisión y escape.
 - Confección de nuevos espárragos y tuercas para la culata del compresor.
 - Montaje de la culata.
 - Instalación de un deshidratador y un visor sobre el conducto de líquido.
 - Cambio de la válvula de expansión termostática por una válvula de expansión de regulación manual y graduación micrométrica.
 - Montaje del aislamiento -- con revestimiento exterior de hojas de aluminio sobre el tubo experimental sobre el rotámetro del vapor refrigerante.
 - Instalación de una válvula presostática de agua.
 - Comprobación de la precisión de los diferentes manómetros de la instalación con un manómetro de verificación.
-
- Calibración del rotámetro de refrigerante l2 - expandido a la presión atmosférica (ver anexo no.4)
Utilizando como patrón un contador volumétrico a gas.
 - Calibración del rotámetro con aire utilizando el mismo contador a gas.
-
- Para evitar la obstrucción de la válvula de expansión.
 - Para obtener una regulación estable.
 - Para limitar los aportes de calor y entradas de humedad en el aceite aislante y de esta manera asegurar que el flujo en el conducto experimental sea lo más adiabático posible.
 - Mantener constante la presión de condensación.
 - Para verificar que las caídas de presión reales sean correspondientes a aquellas obtenidas por el cálculo y comprobar así de una manera indirecta los caudales medidos en el rotámetro utilizando la fórmula de corrección del constructor los resultados teóricos al darnos valores aproximadamente 2 veces mas grande que las caídas de presión medidas nos hizo dudar de esta fórmula.
A partir del análisis teórico se dedujo que esta fórmula estaba errada. Se estableció una fórmula a partir de la dada por Ouziaux-Perrrier en su obra "Mecanique Appliquée I" PP. 386 (42)
 - Para comprobar la nueva correlación. Los resultados concordaron con 5% de error, lo cual es satisfactorio si se considera los pequeños caudales medidos y la dificultad de obtener un régimen estable.
 - El cálculo del caudal de gas haciéndose por corrección del caudal de aire normal indicado por los fabricantes, hemos tenido que verificar igualmente para este fluido patrón los cálculos de caída de presión efectuados a partir de caudales determinados por estas nuevas fórmulas dieron tam-

- Cambio del flotador del rotámetro por otro menos sensible a las variaciones de viscosidad.
- Cambio de ubicación de la válvula de expansión, prolongación de la tubería de líquido, puesta de aislamiento sobre la misma, montaje de cierre antes de la válvula de expansión.
- Calibración precisa del mano vacuómetro de verificación Bourdon N 27908 (-1.0.6) con un manómetro a columna de mercurio como patrón*.
- Instalación de este manómetro.
- Cambio de sistema de botellas por otro de mayor capacidad volumétrica.
- Cambio de la válvula presostática de agua por otra de mayor rango.
- Montaje de una válvula de expansión automática en la botella de alta presión de aceite.
- Montaje de un presostato de alta y baja presión en el compresor.
- Montaje de un filtro a la entrada del rotámetro de aceite.
- Instalación de dos intercambiadores de calor en serie, circulando refrigerante por el exterior del tubo del intercambiador** y aceite por el interior***.
- Instalación de aislante y revestimiento de hojas de aluminio en los intercambiadores.
- bien resultados concordantes con la experiencia, quedando así confirmada la validez de las fórmulas empleadas.
- Para medir caudales de mayor magnitud.
- La experiencia mostraba que la estabilización del régimen era demasiado larga, se evitó este inconveniente reduciendo a 2 m. el conducto donde se mezclan los vapores recalentados con el líquido expandido, para obtener las condiciones deseadas a la entrada del tubo experimental.
- Para determinar con más precisión las condiciones del gas a la entrada del rotámetro y a la entrada del tubo experimental.
- Hacer más eficaz la operación de transvasije y propulsión de aceite.
- Limitaciones en la regulación de presión de condensación con el R22.
- Seguridad en las operaciones con el R22
- Eliminar las impurezas del aceite.
- Enfriar el aceite y aproximar sus condiciones de temperatura de entrada en el tubo experimental a aquellas del refrigerante.

* Ver anexo 3: calibración del mano vacuómetro.

** Proveniente del tubo de mezcla líquido-vapor.

*** Que proviene del rotámetro de aceite y se dirige hacia el tubo experimental.

7.4.- Principio del trabajo experimental.- El esquema de la - instalación experi-
mental puesta a punto y lista para comenzar el trabajo de investigación es representado en la figura 7.2, la numeración indicada en la figura corresponde a los diferentes estados del refrigerante graficado sobre el diagrama $\log p - h$ de la figura 7.3. Para una mejor explicación del principio de funcionamiento de nuestra instalación, hemos creído conveniente separarla en dos circuitos; estos dos circuitos son: El circuito refrigerante y el circuito aceite.

7.4.1.- Circuito refrigerante.- El refrigerante en estado gaseoso aspirado por el compresor c en (1), es comprimido hasta (2) y separado luego del aceite. Además del separador de aceite del tipo comercial, se utiliza un cartucho filtrante (tipo -- Chamberland) con el fin de efectuar una separación de aceite lo más completa posible.

A continuación una botella de decantación contribuye también a la separación sirviendo a la vez como botella tampón; tanto el cartucho filtrante como la botella son provistos de purgas, por las cuales se extrae periódicamente el aceite que no puede ser retenido por el separador del aceite. La presencia de aceite aún siendo pequeña podría ser apreciada inmediatamente por la aparición de pequeñas ondas anulares ascendentes sobre el tubo de vidrio del rotámetro medidor del caudal de refrigerante. - En este caso, después de haber realizado las purgas de aceite correspondientes. Se elimina toda la traza del mismo, dejando pasar un corto tiempo gran cantidad de líquido refrigerante a través de la válvula de expansión micrométrica de regulación manual, con el fin de lavar perfectamente el circuito.

A partir de la botella tampón P , la mayor parte del gas refrigerante es expandido de (6) a (7). La otra parte es condensada y recogida en la botella receptora de líquido; el gas refrigerante expandido en (7) es desrecalentado inyectando líquido refrigerante proveniente de la botella receptora de líquido, después de haber sido expandido, al pasar por la válvula de expansión de (4) a (5). La regulación de esta válvula de tipo micrométrica se hace de manera, que se mantenga algunos grados celsius de recalentamiento en (8) a la entrada del rotámetro.

Un manómetro y una termocupla nos indican el estado termodinámico de este gas; a la salida del rotámetro este gas refrigerante entra en el tubo experimental rectilíneo y horizontal cuyas características son indicadas en la figura 7.4. Tomas de presión y termocuplas son dispuestas a lo largo del tubo experimental. Las tomas de presión son dirigidas y distribuidas hacia un tablero de válvulas que permiten medir, ya sea la presión local con un manómetro metálico de verificación cuidadosamente calibrado, ó ya sea las diferencias de presión existentes entre las diferentes tomas de presión con un manómetro a columna de mercurio.

7.4.2.- Circuito de aceite.- La botella de aceite alta presión (A.P.) es sometida a una presión constante un poco superior a la presión de aspiración, de manera a poder vencer las caídas de presión del circuito de aceite e impedir por otra parte la desgasificación del mismo.

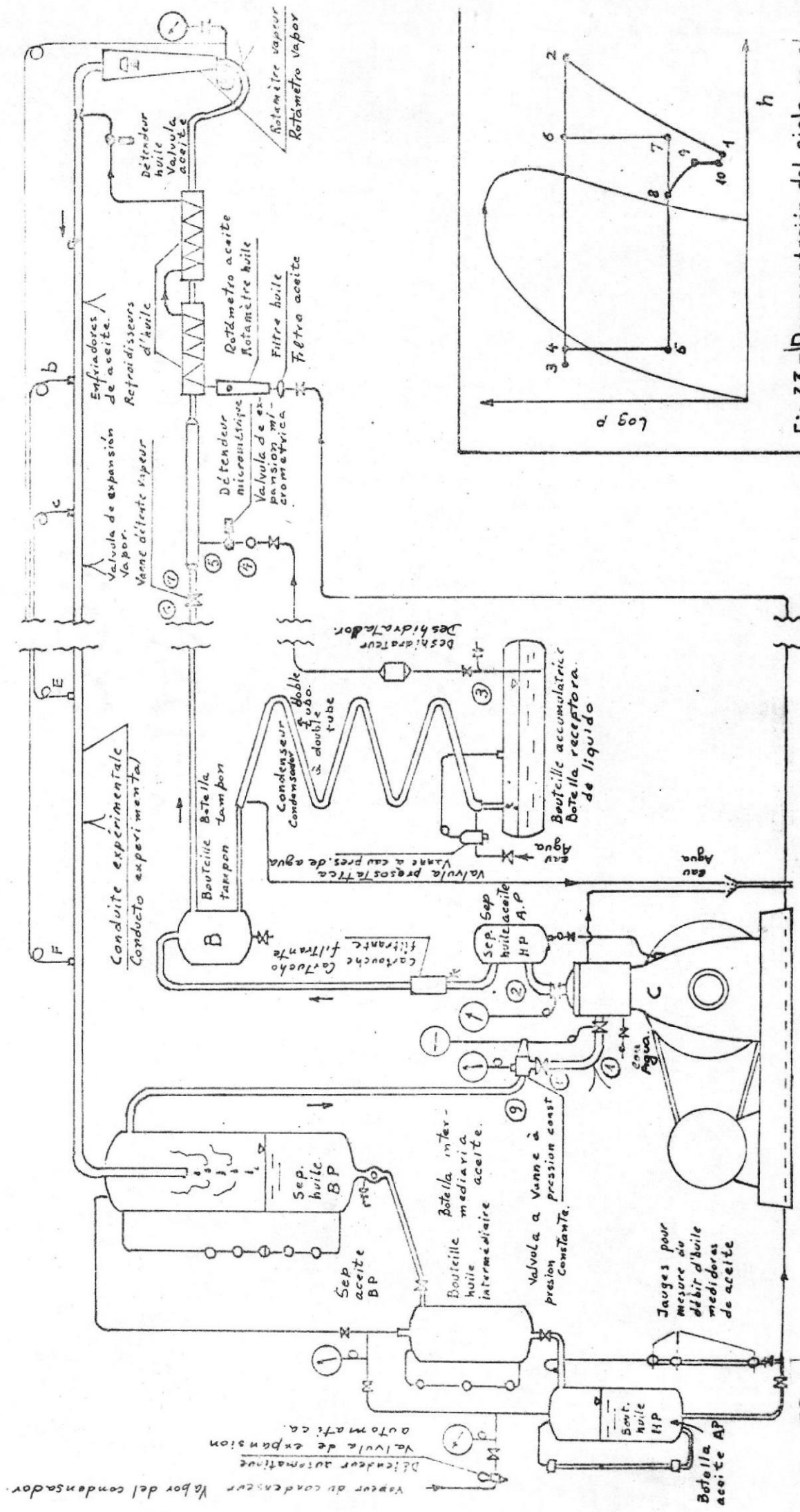


Fig 7.2.- Esquema de la instalación experimental puesta a punto

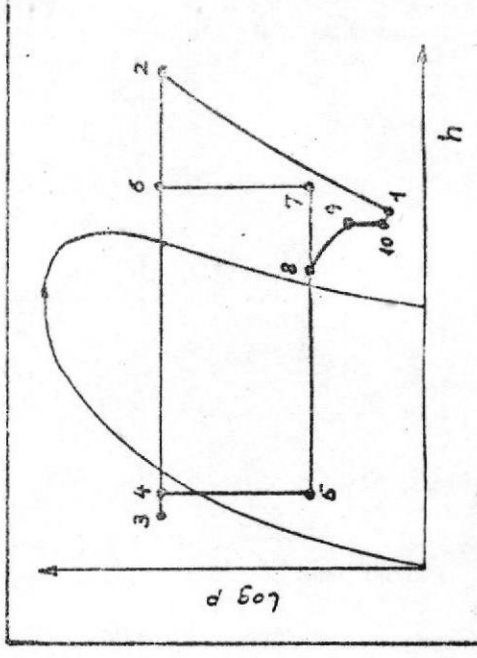


Fig 7.3.- Representación del ciclo en el diagrama log p-h

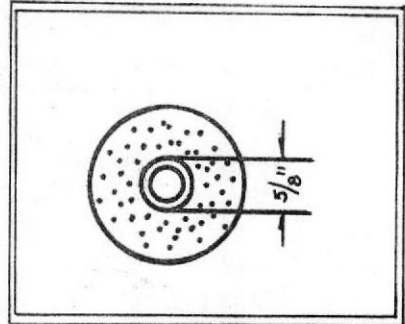
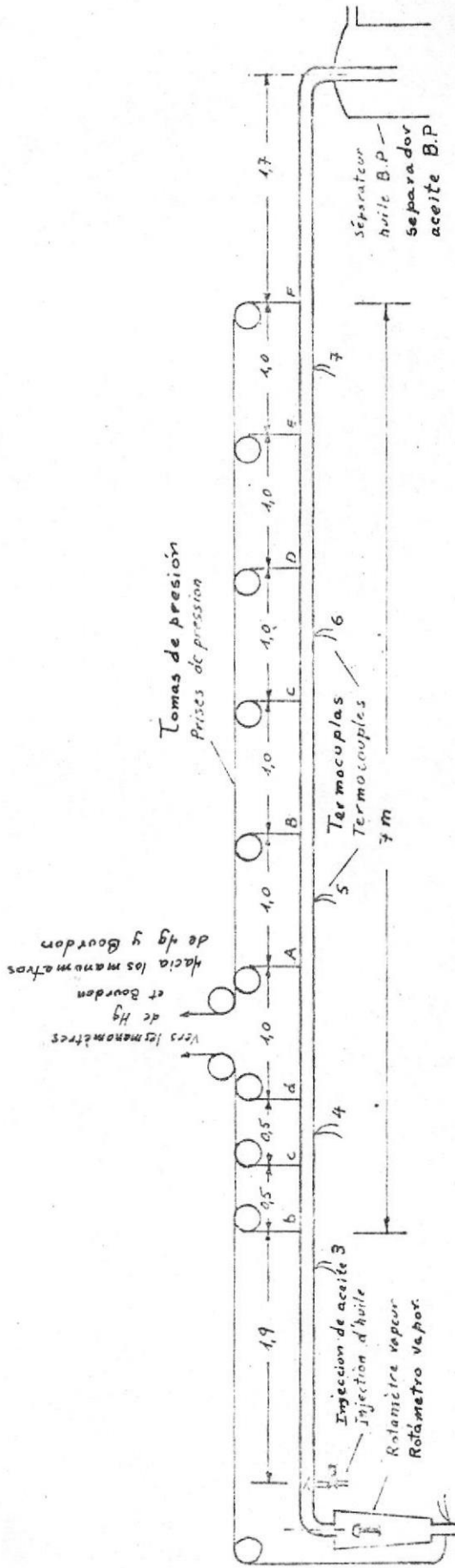


Figura 7.4.- Esquema del tubo experimental (cotas en [m])

- | | |
|----------|---------------------------------------|
| Tubo | Material : Cobre |
| | Díametro exterior : 15.95 [mm] = 5/8" |
| | Díametro interior : 13.95 [mm] |
| | Espesor : 1 [mm] |
| Aislante | Material : Poliestireno en concha |
| | Espesor : 25 [mm] |

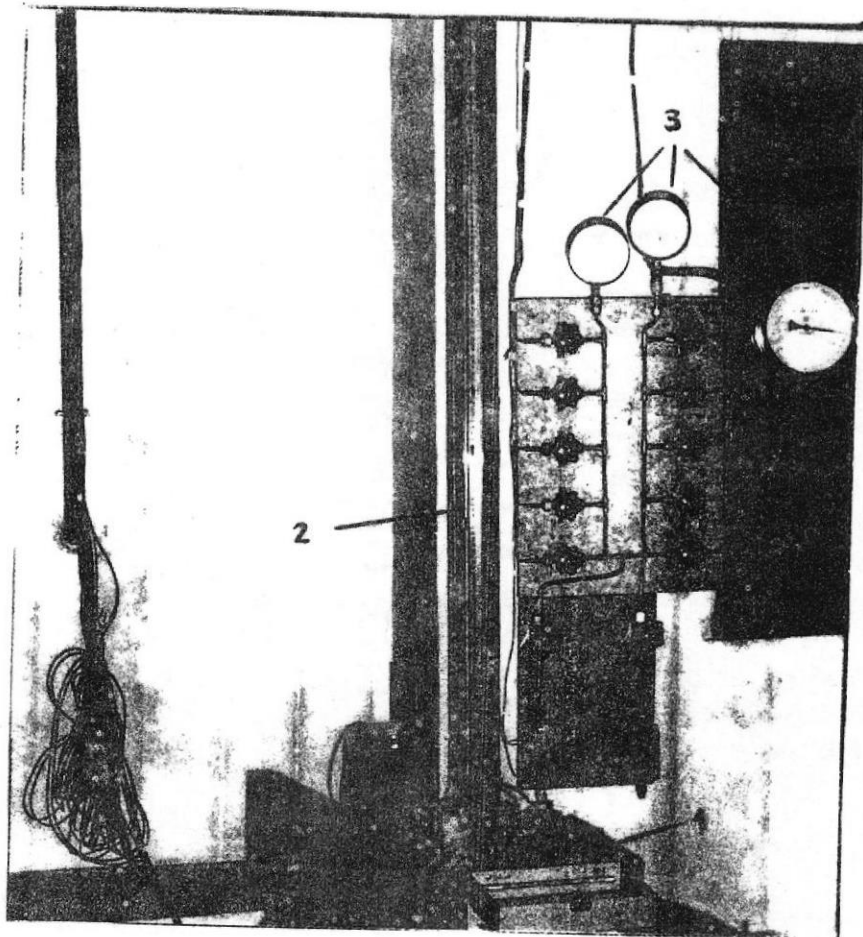


FOTO No. 1.- Puesto de medidas de presiones y temperaturas

- 1- Potenciómetro
- 2- Manómetro a Hg
- 3- Manómetros metálicos

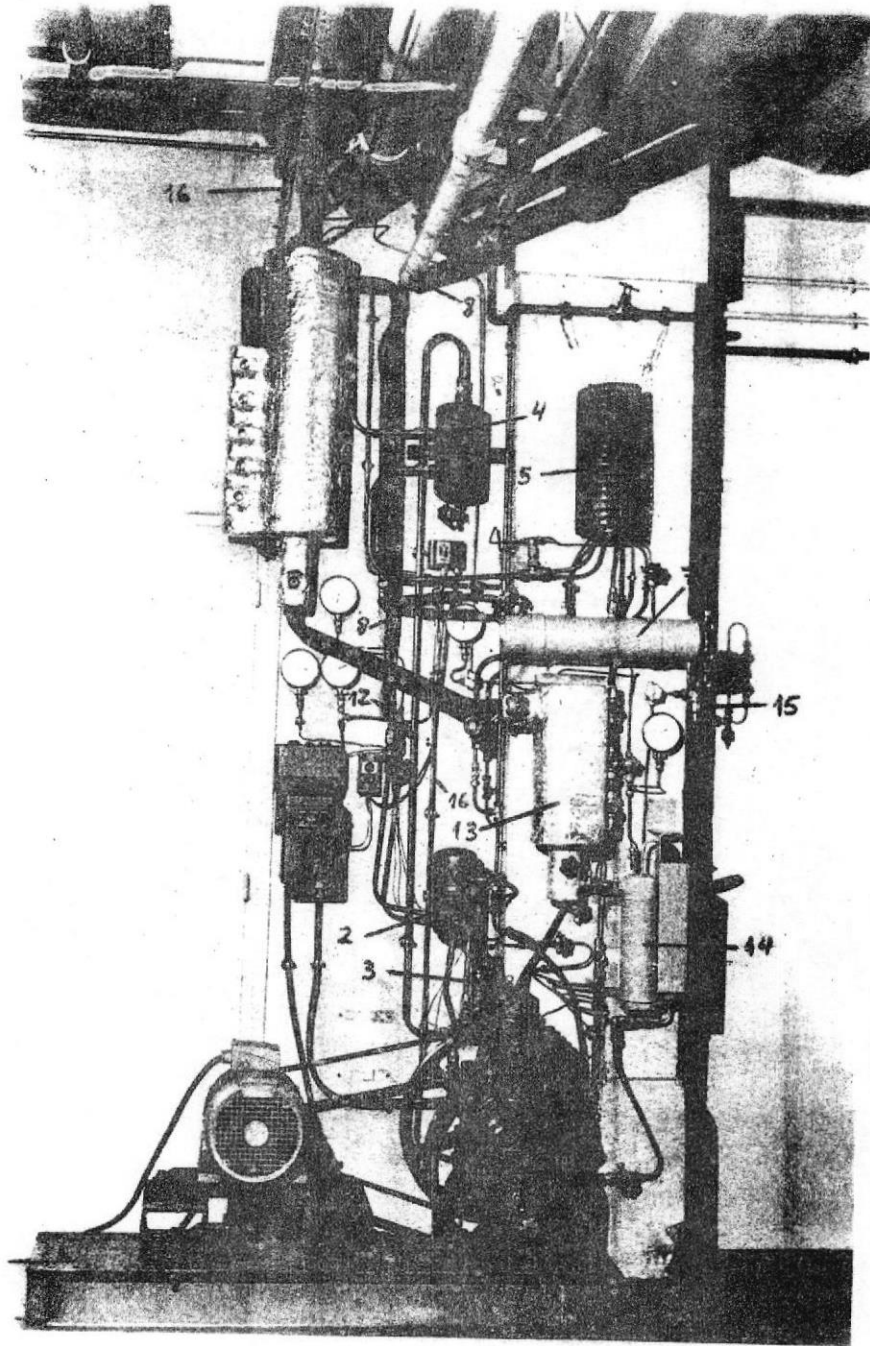


FOTO No. 2.- Vista principal de la Instalación

- | | |
|----------------------------------|------------------------------------|
| 1- Compresor | 9- Deshidratador |
| 2- Separador de aceite | 10- Descarga conducto experimental |
| 3- Cartucho filtrante | 11- Separador aceite baja presión |
| 4- Botella tampón | 12- Válvula a presión constante |
| 5- Condensador | 13- Botella aceite intermedia |
| 6- Válvula presostática de agua | 14- Botella aceite alta presión |
| 7- Botella receptora de líquido | 15- Válvula expansión automática |
| 8- Conducto refrigerante líquido | 16- Conducto aceite alta presión |

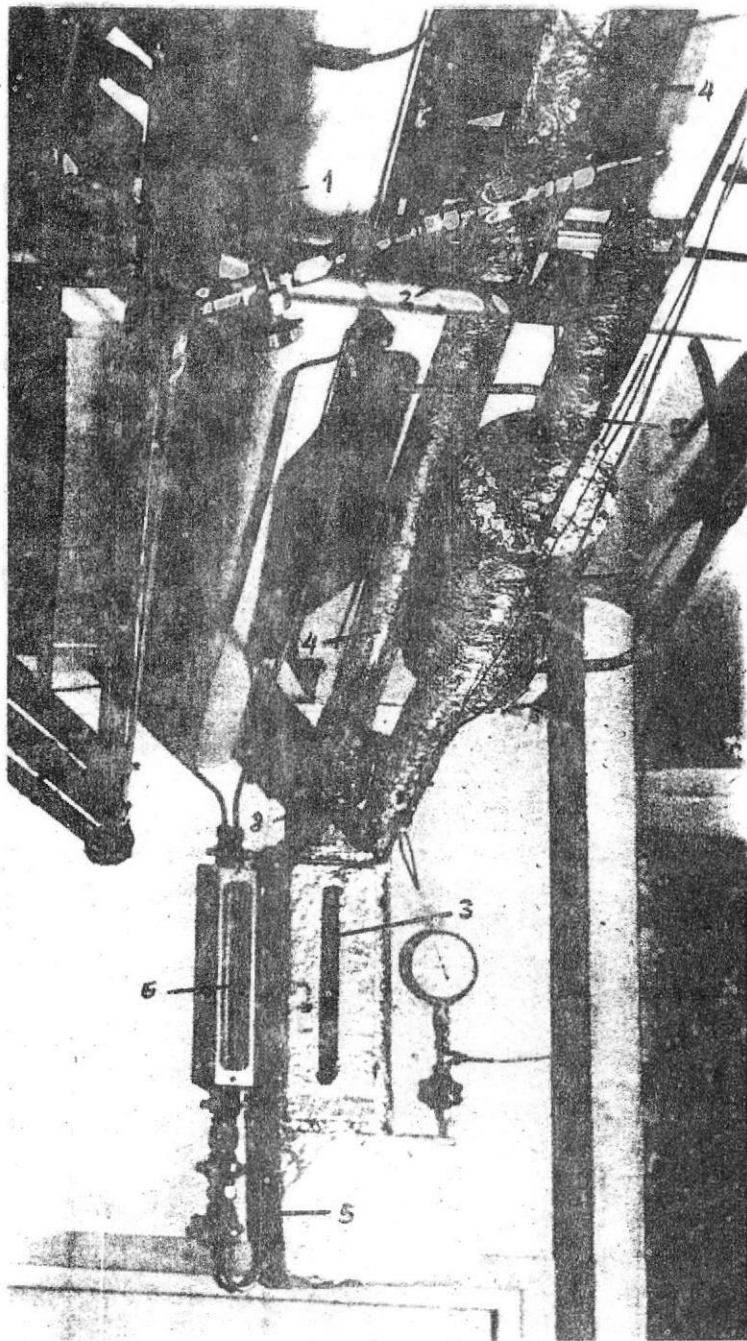


FOTO No. 3.- Vista de una extremidad de la Instalación

- 1- Conducto refrigerante líquido
- 2- Válvula expansión micrométrica refrigerante
- 3- Rotámetro de vapor
- 4- Conducto experimental
- 5- Conducto aceite alta presión
- 6- Rotámetro de aceite
- 7- Intercambiadores enfriadores de aceite
- 8- Válvula micrométrica aceite

Esta presión es mantenida expandiendo con la ayuda de una simple válvula de expansión automática el refrigerante en estado líquido proveniente de la botella receptora. El aceite bajo presión pasa por un rotámetro que nos da una indicación instantánea pero poco precisa del caudal, luego es enfriado en dos intercambiadores de calor (dispuestos en serie) y expandido por una válvula micrométrica justo antes de ser inyectado en tubo experimental. La inyección del aceite en el tubo experimental se hace de una forma anular a través del cuello de un venturi; una distancia de 1,9 m. entre esta inyección y la primera toma de presión* es prevista con el fin de obtener la estabilización dinámica y término del flujo difásico. A la salida del conducto experimental el aceite se decanta en una botella separadora de aceite bajo presión (B.P.); desde esta botella el gas refrigerante es aspirado nuevamente por el compresor después de ser expandido de ⑨ a ⑩ en una válvula a presión constante. La determinación precisa del caudal de aceite se hace midiendo el tiempo de flujo de un volumen conocido de 7.1 cm. para los caudales pequeños y 36 cm. para los caudales más grandes. Para llenar la botella A.P. se transvasija por gravedad el aceite desde la botella B.P. hacia la botella intermedia, pero sometiéndola previamente a la presión de aspiración por medio de un conducto de compensación de presión. Se pone enseguida esta botella en comunicación con la botella A.P. y se transvasija nuevamente el aceite por gravedad.

7.5.- Condiciones adoptadas en el trabajo experimental.- El --

trabajo experimental concretamente consistió en medir las caídas de presión y las variaciones de temperatura a lo largo del tubo experimental, para una cierta presión correspondiente a la temperatura de saturación pero considerando las condiciones que se adoptan en la práctica en casi todas las Plantas Frigoríficas, estas temperaturas tomadas como base para el trabajo son: +10, 0, -10, -20, -30 °C; y la presión siendo medida a la entrada del tubo experimental (punto b) para caudales de vapor decrecientes* y manteniendo un recalentamiento lo más mínimo posible a la entrada del rotámetro.

Para cada una de estas condiciones se hizo variar el caudal del aceite inyectado en el tubo experimental entre 0,1 y 10 Kg/h, y la temperatura del mismo tomada a la entrada de la válvula micrométrica por medio de una termocupla.

La diferencia de temperatura entre la temperatura del aceite a la entrada del tubo experimental y la temperatura de saturación del gas refrigerante han sido de 4 a -- 15 °C.

Los ensayos han sido efectuados con el R12 y el R22, y con el aceite nafténico Hiemaline 100***

* En el tubo experimental.

** 100, 75, 60, 50, 40, 30, 25, 20% de la escala del rotámetro de refrigerante.

*** Cuyas características son mencionadas en el capítulo 3 y además en el anexo No. 1 del capítulo 10.

Inicialmente la presión del refrigerante a la entrada - del tubo experimental (punto b) se regulaba con la válvula a presión constante, el caudal de refrigerante con la válvula de laminación de los gases extraídos de la botella tampón, el recalentamiento a la entrada del rotámetro de refrigerante con la válvula de expansión micrométrica de regulación manual, y el caudal de aceite con la válvula micrométrica de aceite. Practicamente es tas cuatro regulaciones eran dependientes las unas de - las otras y se debía hacer numerosas correcciones que to maban muchas veces varias horas, antes de obtener un ré gimen estable a una de las condiciones deseadas para po der tomar las lecturas y mediciones correspondientes.

***/**

C A P I T U L O VIII

ANALISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS INSTRUMENTOS DE MEDIDA

8.1.- Ensayos en régimen monofásico (sin aceite).- Antes de realizar los ensayos con inyección de aceite era conveniente medir las caídas de presión en las diferentes condiciones citadas en el parágrafo 7.5 del capítulo VII, y compararlas con aquellas que se obtienen por el cálculo. Esto permitiría verificar indirectamente la precisión de los instrumentos de medida adoptados, esto particularmente en lo referente a mediciones de caudales de refrigerante. Las tablas 8.1 y 8.2 nos presentan en forma de tallada los resultados obtenidos en régimen monofásico con R12 y R22 respectivamente. En la figura 8.1 hemos representado las variaciones de presión y temperatura a lo largo del tubo experimental, en un ensayo con R12 a una temperatura de saturación: $t_s = 0^\circ\text{C}$, y con diferentes caudales. En esta figura se puede observar que las variaciones de temperatura permanecen relativamente moderadas, por otra parte se puede observar que, los puntos que representan la caída de presión a lo largo del tubo para caudales decrecientes se encuentran bien alineados y con una dispersión muy ligera y casi despreciable, lo cual excluye prácticamente toda posibilidad de error de lectura. Los resultados obtenidos pueden por consiguiente ser considerados exactos a $\pm 1\text{mm Hg}$

8.2.- Ensayos en régimen difásico (con aceite).- Para llevar a cabo los ensayos en régimen difásico con R12 y R22 se utilizó el aceite refrigerante de base nafténica conocido comercialmente en Francia como Hiemaline 100 cada una de las condiciones establecidas en régimen difásico (presión de saturación y caudales de refrigerante idénticos) para caudales de aceite comprendidos entre 0,1 y 10 kg/h

8.2.1.- Presentación e interpretación de los resultados experimentales en régimen difásico.- El conjunto de resultados experimentales de R12 y R22 han sido presentados en las Tablas 8.5 y 8.6. De la Tabla 8.4 hemos representado en las figuras 8.2 y 8.3 la variación de la caída de presión y de la temperatura de saturación a lo largo del tubo experimental para diferentes caudales de aceite con el empleo del R22 como refrigerante a las temperaturas de saturación: $t_s = +10^\circ\text{C}$ y $t_s = -10^\circ\text{C}$. De la figura 8.2 o sea a $t_s = +10^\circ\text{C}$ podemos observar que la variación de la temperatura es perfectamente proporcional a la longitud del tubo, en cambio para $t_s = -10^\circ\text{C}$ esta variación tiende a aumentar ligeramente (ver figura 8.3)

Este fenómeno es mucho más notorio cuando las caídas de presión son más grandes y los caudales de aceite son también más grandes; esto es explicable por las razones siguientes:

a) Como consecuencia del uso de los intercambiadores enfriadores de aceite hay una diferencia inevitable entre las temperaturas de inyección del aceite y la temperatura de los gases refrigerantes en el conducto. Esta dife

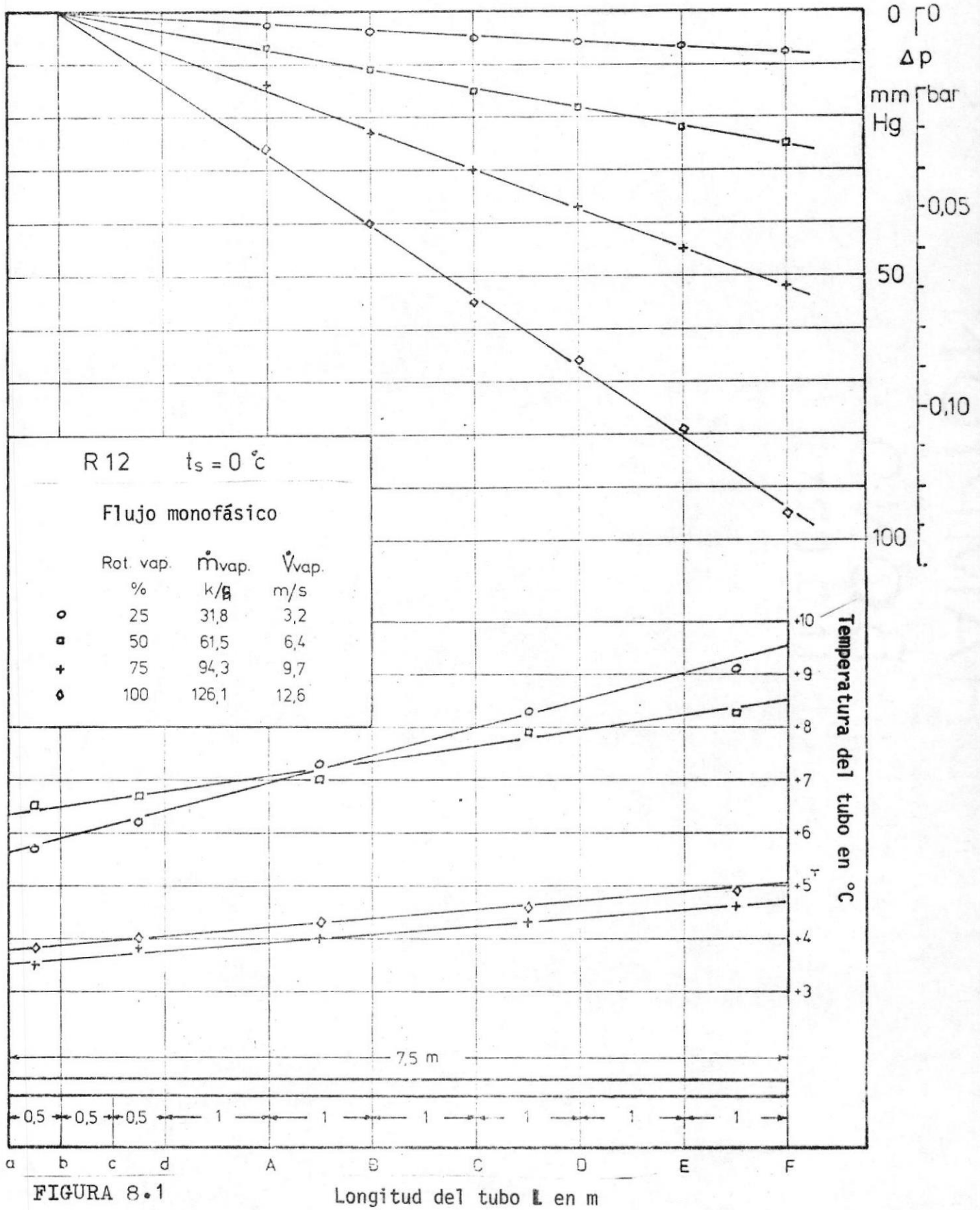


FIGURA 8.1

Longitud del tubo L en m

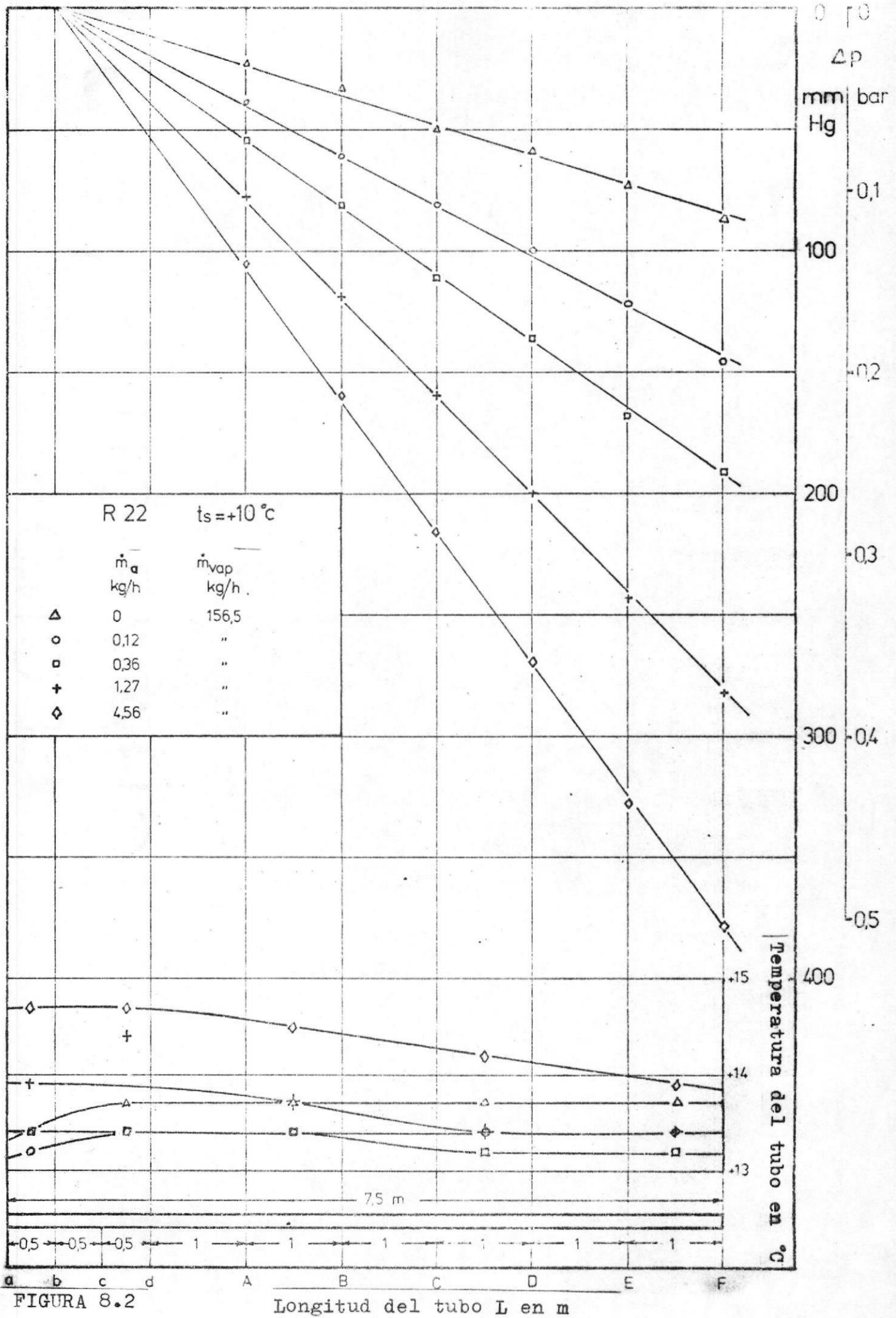


FIGURA 8.2

Longitud del tubo L en m

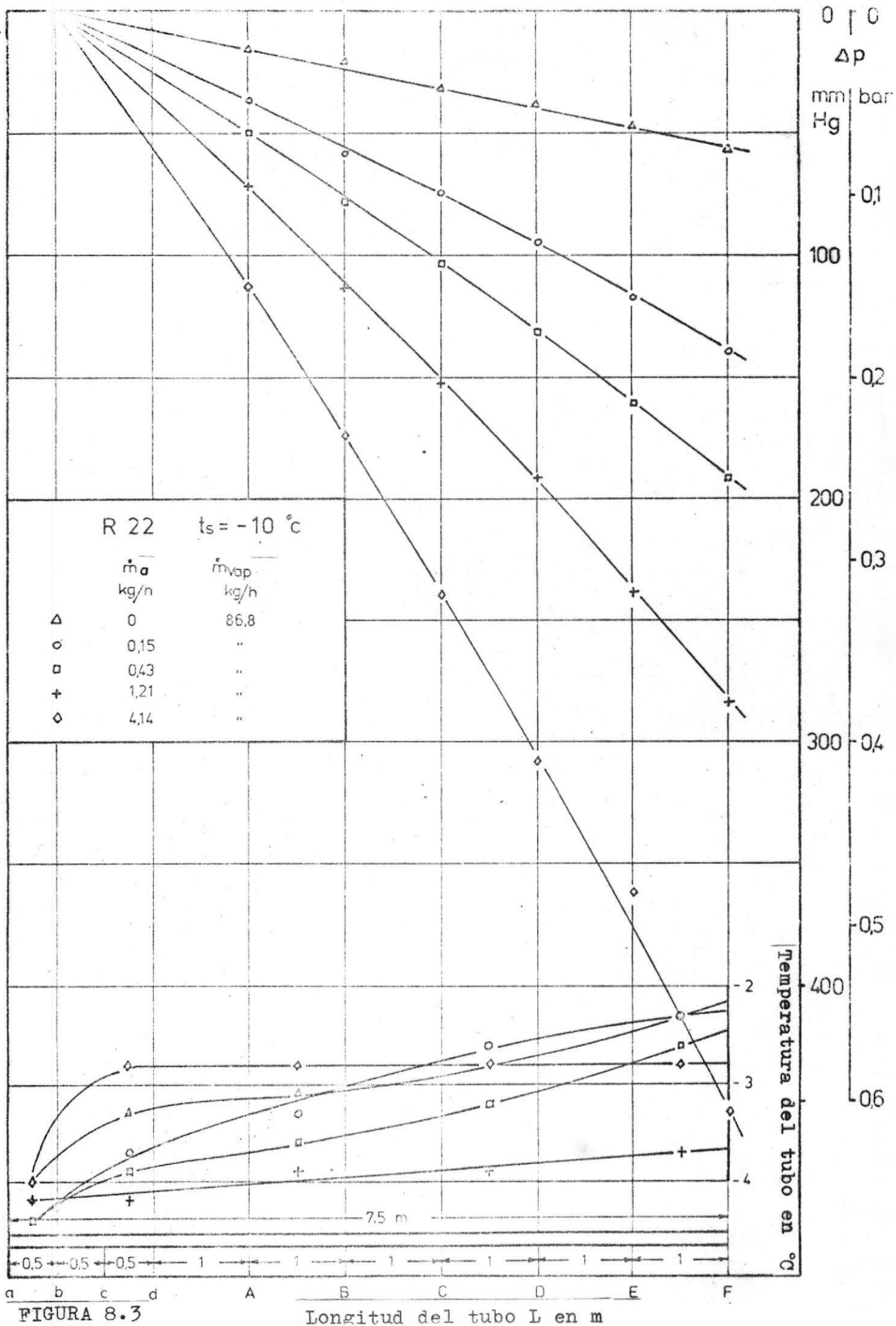


FIGURA 8.3

Longitud del tubo L en m

TABLA 8.1.- RESULTADOS OBTENIDOS EN REGIMEN MONOFASICO CON EL REFRIGERANTE 12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Lectura	Condiciones a la entrada del tubo experimental.								Variaciones de temp. a lo largo del tubo experimental.					Caídas de Presión a lo largo del tubo experimental.						Caída de Presión Gráfica ΔP	Observaciones de los ensayos en régimen monofásico para el R 12
	Caudal Rotámetro r	P_{obs}	t_s	Δt	v_g	Q_g	m_g	V_g	ab	cd	AB	CD	EF	bA	bB	bC	bD	bE	bF		
Nº	%	Bar	°C	°C	m³/kg	m³/h	kg/h	m/s	°C	°C	°C	°C	°C	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg	
71	100	4,23	+10	3,2	0,0418	6,15	147	11,2	+13,2	+13,4	+13,4	+13,4	+13,4	25	39	53	62	75	96	96	Desde las lecturas 7 a 12 las temperaturas de saturación fueron leídas en las escalas de temperatura de los manómetros respectivos. A partir de la lectura 15 las t_s fueron obtenidas por interpolación de la tabla de vapor. Las presiones absolutas fueron calculadas a partir del manómetro de verificación cuidadosamente calibrado $P_{abs} = P_{man} + \Delta P_{calibr} + P_{atmosf}$ Para las lecturas 140 a 156, los caudales volumetricos estaban limitados por la capacidad volumétrica del compresor
7	75	4,23	+10	4,3	0,0416	4,55	109,6	8,3	+14,3	14,7	+14,7	+14,7	+14,7	14	23	29	38	45,5	52,5	54	
76	50	4,23	+10	4,0	0,0418	3,00	72,0	5,46	+14,0	+14,2	+14,3	+14,7	+15,0	6	10	14	16	20	24	25	
81	25	4,23	+10	4,2	0,0418	1,49	36,0	2,7	+14,2	+14,3	+15,0	+15,2	+15,8	2,5	3	4	5	6	7	7	
118	100	3,084	0	3,8	0,0564	6,93	126	12,6	+3,8	+4,0	+4,3	+4,6	+4,9	26	40	55	66	79	95	95	
10	75	3,084	0	3,5	0,0564	5,31	94,3	9,68	+3,5	+3,8	+4,0	+4,3	+4,6	14	23	30	37	45	52	54	
11	50	3,084	0	6,5	0,0572	3,52	61,5	6,41	+6,5	+6,7	+7,0	+7,9	+8,3	7	11	15	18	22	25	27	
12	25	3,084	0	5,7	0,0570	1,77	31,8	3,22	+5,7	+6,2	+7,3	+8,3	+9,1	3	4	5	6	6,5	7,5	8	
109	75	2,189	-10	5,8	0,0788	6,37	89,78	11,6	-4,2	-3,6	-3,1	-2,3	-1,7	15	23	33	39	47	55	55	
39	50	2,189	-10	10,2	0,0800	4,22	52,75	7,7	+0,2	+0,5	+1,3	+2,4	+3,0	8	12	15	20	24	28	27	
113	25	2,189	-10	6,6	0,0803	2,10	26,4	3,82	-3,4	-2,0	-0,9	+0,2	+2,1	3	4	6	7	7,5	8	8	
140	60	1,508	-20	6,7	0,1124	6,11	54,14	11,12	-13,3	-12,1	-11	-9,6	-8,8	11	17	23	28	34	41	41	
143	40	1,508	-20	6,7	0,1124	4,03	36,14	7,33	-13,3	-12,1	-10,5	-8,5	-6,6	6,5	9	11	13,5	16	19	20	
148	30	1,508	-20	9,3	0,1138	3,03	26,75	5,51	-10,7	-9,8	-7,5	-5,3	-2,8	3,5	5	6,5	8	9	11	11	
152	40	1,003	-30	20,9	0,1751	5,02	29,38	9,14	-9,1	-7,7	-5,8	-3,9	-1,7	5	8,5	12,5	15	19	22	22	
156	30	1,003	-30	15,0	0,1708	3,82	22,52	6,95	-15	-13	-10,2	-6,9	-4,8	4	6	8	10	12	14	14	

TABLA 8.2 - RESULTADOS OBTENIDOS EN REGIMEN MONOFASICO CON EL REFRIGERANTE 22.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
LECTURA	Condiciones a la entrada del tubo experimental								Variaciones de temperatura a lo largo del tubo experimental					Caídas de Presion a lo largo del tubo experimental						Caudal de Presion Grafica ΔP	Observaciones de los ensayos en Régimen Monofásico para el R-22	
	Caudal Rotámetro	Pabs.	ts	Recalentamiento Δt	vg	Qg	mg	vg	ab	cd	AB	CD	EF	6A	6B	6C	6D	6E	6F			ΔP
	Nº	%	Bar	°C	°C	m³/kg	m³/h	kg/h	m/s	°C	°C	°C	°C	°C	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg	mm Hg			mm Hg
1	100	6,804	+10	3,4	0,036	5,642	156,46	10,27	+13,4	+13,7	+13,7	+13,7	+13,7	23	33	50	59	73	87	87	A partir de las lectura 69 hasta la lectura 100 los caudales fueron limitados por la capacidad volumétrica del compresor.	
7	75	6,804	+10	3,7	0,0353	4,19	118,5	7,63	+13,7	+13,9	+13,9	+14,2	+14,2	14	21	30	35	42	51	52		
12	50	6,804	+10	3,9	0,0353	2,765	78,26	5,03	+13,9	+13,9	+14,2	+14,4	+14,4	7	10	14	17	21	25	25		
17	25	6,804	+10	3,7	0,0353	1,38	39,09	2,51	+13,7	+14,2	+14,4	+14,7	+15,2	2	3	4	6	7	8	8		
23	100	4,974	0	4,9	0,0464	6,35	136,64	11,56	+4,9	+4,6	+4,8	+5,1	+5,1	25	39	55	63	77	91	91		
28	75	4,974	0	2,7	0,0478	4,88	102,03	8,9	+2,7	+3,0	+3,2	+3,5	+3,8	14	21	29	35	44	51	52		
34	50	4,974	0	4,9	0,0483	3,25	67,28	5,92	+4,9	+5,5	+6,2	+6,8	+7,3	7	11	15	18	21	26	26		
39	25	4,974	0	5,5	0,0482	1,62	33,6	2,95	+5,5	+5,7	+6,8	+7,5	+8,3	2	2,5	5	6	8	9	8,5		
111	100	3,541	-10	6,1	0,0667	7,82	117,17	14,23	-3,9	-4,2	-4,2	-3,7	-3,3	27	39	57	67	81	97	97		
114	75	3,541	-10	5,8	0,0672	5,84	86,83	10,63	-4,2	-3,3	-3,1	-2,8	-2,3	15	21	32	38	47	57	55,5		
119	50	3,541	-10	5,6	0,0675	3,87	57,4	7,05	-4,4	-2,8	-2,6	-2,3	-1,5	7	11	15	17	21	26	26,5		
57	25	3,541	-10	6,7	0,0677	1,935	28,57	3,52	-3,3	-3,1	-2,8	+0,2	+1,9	2,5	3	5	6	7	8	8		
69	60	2,447	-20	5,9	0,0954	5,62	58,83	10,27	-14,1	-12,4	-11,9	-11	-10,5	12	18	26	34	40	47	47		
90	40	2,447	-20	8,7	0,0962	3,71	38,53	6,75	-11,3	-10,2	-9,1	-8,8	-6,1	5,5	8,5	11	14	17	20	20		
79	30	2,447	-20	6,2	0,0975	2,83	29,01	5,15	-13,8	-12,1	-10,5	-8,5	-6,6	4	6	8	10,5	12	14	13,5		
85	20	2,447	-20	11,5	0,0977	1,88	19,23	3,42	-8,5	-6,6	-4,7	-2,3	0	2	3	4	4,5	5,5	6,5	6,5		
92	40	1,634	-30	12	0,145	4,7	32,43	8,55	-18	-16,4	-13,8	-11,3	-9,4	6	9	12	14	20	24	23		
96	30	1,634	-30	14,5	0,144	3,515	24,32	6,40	-15,5	-13,3	-11,3	-8,2	-5,5	3	5	7	9	11	13	13		
100	20	1,634	-30	13,4	0,145	2,305	15,87	4,20	-16,6	-13,5	-9,6	-5,8	-2,0	2	3	4	5	6	7	7		

TABLA 8.3: ERRORES ABSOLUTOS Y RELATIVOS EN REGIMEN MONOFASICO PARA EL R 12

Leitura	$10^5 Re$	f	$\Delta P_{calculada}$	ΔP_{cal}	ΔP_{med}	Error Absoluto	Error Relativo
Nº	—	—	Pascal	mmHg	mmHg	mmHg	%
71	3,32	0,0142	10700	80,3	96	15,7	16,3
7	2,45	0,015	6200	46,5	54	7,5	13,8
76	1,62	0,0164	2930	22	25	3	12
81	0,804	0,0188	830	6,2	7	0,8	11,4
118	2,84	0,0147	10400	78	95	17	17,8
10	2,17	0,0154	6400	48	54	6	11,1
11	1,44	0,01675	3000	22,7	27	4,3	15,9
12	0,72	0,0192	880	6,6	8	1,4	17,5
109	1,93	0,0158	6770	50,2	55	4,2	7,6
39	1,28	0,0172	3200	24	27	3	11,1
113	0,634	0,0192	900	6,8	8	1,2	15
140	1,24	0,01715	4733	35,5	41	5,5	13,4
143	0,870	0,01875	2250	17,0	20	3,0	15,0
148	0,615	0,0199	1350	10,1	11	0,9	8,2
152	0,728	0,0191	2500	18,75	22	3,25	14,7
156	0,581	0,0201	1430	10,7	14	3,3	23,5

TABLA 8.4.- ERRORES ABSOLUTOS Y RELATIVOS EN REGIMEN MONOFASICO PARA EL R 22

Leitura	$10^5 Re$	f	$\Delta P_{calculada}$	ΔP_{cal}	ΔP_{med}	Error Absoluto	Error Relativo
Nº	—	—	Pascal	mmHg	mmHg	mmHg	%
1	3,33	0,0141	10370	77,8	87	9,2	10,5
7	2,470	0,0149	61650	46,2	52	5,8	11,1
12	1,63	0,01625	2920	22	25	3	12
17	0,81	0,0189	850	6,4	8	1,6	20
23	2,93	0,0148	10550	79,1	91,5	12,4	13,5
28	2,26	0,0153	6360	47,7	52	4,3	8,2
34	1,50	0,0165	3000	22,5	26	3,5	13,4
39	0,75	0,019	860	6,5	8,5	2	23,5
111	3,00	0,0145	11040	82,8	97	14,2	14,6
114	2,24	0,0153	6960	48,5	55,5	7	12,6
119	1,49	0,0165	3050	22,9	26,5	3,6	13,5
57	0,74	0,0192	880	6,6	8	1,4	17,5
69	1,43	0,0168	4620	34,7	47	12,3	26,1
90	0,94	0,0182	2160	16,2	20	3,8	19
79	0,72	0,0192	1310	9,8	13,5	3,7	27,4
85	0,477	0,0209	628	4,7	6,5	1,8	27,6
92	0,85	0,018	2340	17,6	23	5,4	23,4
96	0,64	0,0198	1413	10,6	13	2,4	18,4
100	0,42	0,0217	662	5	7	2	28,5

Tabla 8.5 Ensayos en régimen difásico R12 - aceite naftenico

Lectura Nº	Condiciones del R12 metro entrada tubo (punto b)						temperaturas a lo largo del tubo experimental					Caídas de presión a lo largo del tubo experimental						ΔP graf	φ
	Vapor %	Pabs bar	t _s °C	Aceite		3	4	5	6	7	bA	bB	bC	bD	bE	bF			
				m	ta												°C		
71	100	4,231	10	147	0	13,2	13,4	13,4	13,4	13,4	25	39	53	62	75	96	96	-	
72	"	"	"	"	0,46	14,3	13,6	13,6	13,6	13,6	51	79	109	132	160	190	190	1,98	
73	"	"	"	"	1,50	14,3	13,4	13,4	13,4	13,4	65	96	132	167	204	245	245	2,55	
74	"	"	"	"	4,03	17,2	13,4	13,4	13,4	13,4	84	132	178	224	270	318	315	3,28	
75	"	"	"	"	8,77	15,2	14,7	14,3	13,6	13,2	97	152	206	261	321	379	379	3,95	
7	75	"	"	107,6	0	14,3	14,7	14,7	14,7	14,7	14	23	29	33	45,5	52,5	54	-	
67	"	"	"	"	0,26	17	16,7	17	17	17	26	40	54	66	81	95	95	1,76	
68	"	"	"	"	0,83	15,2	15,2	15,2	15,2	15,2	33	52	70	86	106	126	126	2,33	
69	"	"	"	"	2,78	15,8	14,3	14,3	14,3	14,3	40	61	85	110	132	160	160	2,96	
70	"	"	"	"	10,85	19,3	16,2	16,2	16	15,8	63	98	132	167	204	234	234	4,33	
76	50	"	"	72	0	14	14,2	14,3	14,7	15	6	10	14	16	20	24	25	-	
77	"	"	"	"	0,47	16,5	14	14	14,2	14,2	9	15	20	25	32	38	38	1,52	
78	"	"	"	"	0,56	15,8	15,2	15,2	15,5	15,5	17	22	29	36	43	50	50	2,00	
79	"	"	"	"	4,34	17,0	14,3	14,3	14,3	14,2	21	33	45	56	70	80	80	3,20	
80	"	"	"	"	9,5	19,5	14,3	14,3	14,3	14,3	30	42	56	70	80	92	92,5	3,90	
81	25	"	"	36	0	14,2	14,3	15	15,2	15,8	2,5	3	4	5	6	7	7	-	
82	"	"	"	"	0,36	14,2	14,7	15	15	15	4	5	6	8	9	11	11	1,57	
83	"	"	"	"	2,28	13,6	15,0	15,2	15,2	15,2	5	6	8	10	13	15	15	2,14	
84	"	"	"	"	5,7	16,8	15,5	15,8	15,8	15,8	5	7	7	11	14	16	16	2,29	
118	100	3,084	0	126	0	3,8	4	4,3	4,6	4,9	26	40	55	66	79	95	95	-	
119	"	"	"	"	0,37	7,6	4,6	4,6	4,6	4,6	60	95	128	156	191	220	222	2,34	
120	"	"	"	"	0,79	7,3	4,3	4,6	4,9	4,9	66	105	146	183	216	262	262	2,76	
121	"	"	"	"	1,96	6,8	5,4	5,4	5,4	5,4	91	146	197	253	307	360	360	3,79	
10	75	"	"	94,3	0	3,5	3,8	4,0	4,3	4,6	14	23	30	37	45	52	53	-	
49	"	3,082	-0,3	"	0,37	8,1	5,4	5,4	5,7	5,9	30	48	63	78	93	114	114	2,15	
50	"	"	"	"	0,98	6,2	5,2	4,9	4,9	4,9	40	59	81	101	126	148	148	2,79	
51	"	3,075	-0,1	"	3,56	8,6	5,4	5,4	5,3	4,9	58	89	122	155	189	233	230	4,34	
52	"	3,084	0	"	5,3	14,5	8,4	8,4	7,9	7,5	74	114	160	196	249	284	280	5,28	
11	50	3,084	0	64,5	0	6,5	6,7	7,0	7,9	8,3	7	11	15	18	22	25	27	-	
53	"	3,026	-1,8	"	0,1	12,9	6,8	7	7,3	7,5	11	18	24	30	34	40	40	1,48	
54	"	3,034	-0,5	"	0,5	9,2	6,5	7	7,5	8,1	17	25	33	40	48	56	57	2,11	
55	"	3,084	0	"	2,57	11,9	7,5	8,0	8,1	8,4	27	41	57	71	89	101	104	3,85	
56	"	3,042	-0,4	"	8,45	14,7	8,8	8,8	8,8	8,6	41	67	89	120	141	157	159	5,89	
12	25	3,084	0	31,8	0	5,7	6,2	7,3	8,3	9,1	3	4	5	6	6,5	7,5	8	-	
57	"	3,053	-0,3	"	0,48	8,1	5,2	5,7	6,5	7,3	4	4,5	6	8	10	12	12	1,50	
59	"	3,074	-0,1	"	1,7	5,4	7,5	7,9	8,1	8,4	6	8	10	12	18	20	20	2,50	
60	"	"	"	"	9,5	14,2	8,6	9,2	9,5	9,7	7	12	16	22	28	30	30	3,75	

Tabla 8.5 Ensayos en régimen difásico R 12-aceite naftenico (continuación)

Lectura No	Rotación Condiciones del R12 metro		Aceite				Temperaturas a lo largo del tubo experimental					Caídas de presión a lo largo del tubo experimental						ΔP graf	φ
	Vapor	Entrada tubo (punto b)	t _g	m	m _a	t _a	3	4	5	6	7	bA	bB	bC	bD	bE	bF		
-	%	bar	°C	kg/h	kg/h	°C	°C	°C	°C	°C	°C	mmHg	mmHg	mmHg	mmHg	mmHg	mmHg	mmHg	
13	100	2,189	-10	110,1	0	-	-2,5	-2,3	-2,0	-1,5	-1,2	30	48	63	84	98	115	114	-
109	75	"	"	89,78	0	-	-4,2	-3,6	-3,1	-2,3	-1,7	15	23	33	39	47	55	55	-
110	"	"	"	"	0,43	-0,4	-4,2	-3,9	-3,6	-2,8	-2,0	41	65	90	112	135	152	157	2,85
111	"	"	"	"	0,70	-0,7	-3,9	-3,1	-3,1	-2,8	-2,0	51	70	107	137	165	191	191	3,47
112	"	"	"	"	2,15	-0,1	-3,1	-3,1	-2,8	-2,8	-2,8	66	103	141	179	228	264	264	4,80
39	50	"	"	52,75	0	-	0,2	0,5	1,3	2,4	3,0	8	12	15	20	24	28	27	-
40	"	"	"	"	0,19	3,3	-0,2	0	0,2	0,8	1,6	18	25	35	41	49	57	57	2,11
41	"	"	"	"	1,28	-0,3	-1,2	-0,9	-0,2	0	0,2	31	42	59	76	97	111	111	4,11
42	"	"	"	"	5,7	6,8	-0,1	0	-0,1	-0,1	-0,1	52	76	107	139	178	193	193	7,15
113	25	"	"	26,4	0	-	-3,4	-2,0	-0,9	0,2	2,1	3	4	6	7	7,5	8	8	-
114	"	"	"	"	0,37	-1,5	-4,2	-3,3	-2,0	-0,7	0,2	5	7	9	11	14	17	17	2,125
115	"	"	"	"	0,75	-2,0	-3,4	-2,3	-1,5	-0,2	0,8	6	8,5	11	13	16	19	19	2,375
116	"	"	"	"	2,03	-2,5	-2,0	-1,2	-0,2	0,2	1,6	7	11	13	16	19	21	23	2,875
140	60	1,508	-20	54,74	0	-	-13,3	-12,1	-11	-9,6	-8,8	11	17	23	28	34	41	41	-
141	"	"	"	"	0,15	-11,3	-13,3	-12,1	-11,9	-11	-9,6	25	40	53	68	84	100	100	2,44
142	"	"	"	"	0,44	-12,4	-12,5	-11,6	-10,7	-10	-8,8	34	56	76	99	123	145	145	3,54
143	40	"	"	36,74	0	-	-13,3	-12,1	-10,5	-8,5	-6,6	6,5	9	11	13,5	16	19	20	-
144	"	"	"	"	0,15	-11,6	-13,8	-12,7	-12,1	-9,4	-7,5	9	15	19	25	33	41	40	2,00
145	"	"	"	"	0,47	-13,3	-12,5	-12,1	-9,4	-8	-6,4	14	23	31	42	50,5	60,5	60,5	3,025
146	"	"	"	"	1,25	-13,8	-11,9	-10,7	-9,6	-8,2	-7,1	25,5	41	54	68	86	103	103	5,15
147	"	"	"	"	3,26	-13,0	-13	-12,7	-12,5	-11,3	-10,7	35	54	78	100	124,5	147	147	7,25
148	30	"	"	26,75	0	-	-10,7	-9,6	-7,5	-5,3	-2,8	3,5	5	6,5	8	9	11	11	-
149	"	"	"	"	0,21	-10,2	-10	-8,5	-6,9	-5	-2,8	6	10,5	12	15	18	21	21	1,71
150	"	"	"	"	0,42	-13,5	-12,1	-10	-8	-6	-4,1	7	11	15	18	23	28	28	2,55
151	"	"	"	"	1,45	-13,5	-11,9	-10,7	-9,6	-7,7	-6,4	13	20	26	34	40	48	48	4,27
152	40	1,003	-30	29,38	0	-	-9,1	-7,7	-5,8	-3,9	-1,7	5	8,5	12,5	15	19	22	22	-
153	"	"	"	"	0,17	-10,8	-11,3	-10	-7,5	-5,3	-3,3	17	25	33	42	52	62	62	2,82
154	"	"	"	"	0,41	-12,1	-10,7	-9,1	-6,9	-5,0	-3,3	25	41	54	70	84	100	100	4,85
155	"	"	"	"	0,77	-13	-10,7	-9,6	-7,7	-6,4	-4,4	39	62	84	106	133	159	159	7,23
156	30	"	"	22,52	0	-	-15	-13	-10,2	-6,9	-4,8	4	6	8	10	12	14	14	-
157	"	"	"	"	0,13	-18	-16,2	-14,1	-11,6	-8,5	-5,8	7	11	16	19	25	31	31	2,21
159	"	"	"	"	1,22	-22	-15,8	-13,8	-11,6	-9,4	-6,9	27	45	61	81	102	121	121	8,64
160	"	"	"	"	2,65	-20,8	-16,4	-15,2	-13,5	-11,9	-10,5	40	65	94	124	163	200	200	14,3

Tabla 8.6 : Ensayos en regimen difasico R22- aceite naftenico

Lectura No	Rotd metro Vapor	Condiciones del R22 entrada tubo(puntos)			Aceite		Temperaturas a lo largo del Tubo experimental					Caidas de presion a lo largo del tubo experimental						ΔP graf	φ
		P _{abs} bar	t _s °C	m kg/h	m _a kg/h	t _a °C	3 °C	4 °C	5 °C	6 °C	7 °C	bA mmHg	bB mmHg	bC mmHg	bD mmHg	bE mmHg	bF mmHg		
1	100	6,804	10	15,66	0	-	13,4	13,7	13,7	13,7	13,7	23	33	50	59	73	87	87	-
2	"	"	"	"	0,12	15,7	13,2	13,4	13,4	13,4	13,4	39	61	81	100	122	146	143	1,64
3	"	"	"	"	0,36	15,0	13,4	13,4	13,4	13,2	13,2	54	81	111	130	168	191	192	2,21
4	"	"	"	"	0,27	14,4	13,7	14,4	13,7	13,4	13,4	81	119	160	200	243	282	281	3,23
5	"	"	"	"	4,56	16,5	14,7	14,7	14,5	14,2	13,9	105	160	216	270	328	378	378	4,34
7	75	"	"	118,5	0	-	13,7	13,9	13,9	14,2	14,2	14	21	30	35	42	51	52	-
8	"	"	"	"	0,104	16,2	13,7	13,7	13,9	13,9	14,2	25	38	52	64	79	91	91	1,75
9	"	"	"	"	0,37	14,7	14,4	14,7	14,7	14,7	14,7	34	50	67	84	102	121	118,5	2,28
10	"	"	"	"	2,38	14,2	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6	50	76	104	129	160	183	183	3,52
11	"	"	"	"	3,93	16,8	14,2	15,5	15,2	15,2	15	64	96	129	163	202	236	236	4,54
12	50	"	"	78,26	0	-	13,9	13,9	14,2	14,2	14,4	7	10	14	17	21	25	25	-
13	"	"	"	"	0,17	13,4	13,4	13,4	13,7	13,9	14,2	13	20	26	33	40	46	46	1,84
14	"	"	"	"	0,25	12,9	13,4	13,4	13,7	13,7	13,9	18	28	38	46	55	62	65	2,60
15	"	"	"	"	1,46	12,3	12,9	13,2	13,4	13,4	13,4	22	34	45	56	69	79	79	3,16
16	"	"	"	"	4,47	15	13,2	13,2	13,2	13,4	13,4	30	45	61	77	95	108	108,5	4,34
17	25	"	"	39,09	0	-	13,7	14,2	14,4	14,7	15,2	2	3	4	6	7	8	8	-
18	"	"	"	"	0,13	12,6	12,9	12,9	13,2	13,4	13,9	3	5	6	8	10	12	12	1,50
19	"	"	"	"	0,54	15,7	15,7	16	16,2	16,5	16,6	4	6	8	10	11	14	14,5	1,81
20	"	"	"	"	1,81	15,5	14,7	14,7	15	15,2	15,5	6	8	10,5	13	16	18	19	2,375
22	"	"	"	"	4,56	11,3	11,9	11,9	12,1	12,3	12,3	7	9	11	14	17	20	20	2,50
23	100	4,774	0	136,64	0	-	4,9	4,6	4,8	5,1	5,1	25	39	55	63	77	91	91	-
24	"	"	"	"	0,17	5,7	2,7	3,0	3,0	3,0	3,0	50	78	108	135	162	186	188,5	2,07
25	"	"	"	"	0,35	4,9	2,7	3,0	3,0	3,2	3,2	66	95	131	165	200	247	247	2,71
26	"	"	"	"	1,75	3,5	3,0	3,0	2,7	2,4	2,1	101	155	212	267	332	391	391	4,30
27	"	"	"	"	4,56	5,5	3,0	3,5	3,5	3,0	2,4	131	201	273	345	424	502	502	5,52
28	75	"	"	102,03	0	-	2,7	3,0	3,2	3,5	3,8	14	21	29	35	44	51	52	-
29	"	"	"	"	0,13	6,2	3,2	3,5	3,8	4,0	4,3	29	46	60	75	93	107	107	2,06
31	"	"	"	"	0,62	5,5	4,3	4,6	4,8	4,8	4,8	45	68	88	110	138	166	166	3,19
32	"	"	"	"	2,37	3,8	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	64	96	133	173	210	246	246	4,73
33	"	"	"	"	4,56	4,9	2,4	2,4	2,1	1,9	1,6	76	115	157	198	245	287	287	5,52
34	50	"	"	67,28	0	-	4,9	5,5	6,2	6,8	7,3	7	11	15	18	21	26	26	-
35	"	"	"	"	0,21	6,8	5,5	5,7	6,0	6,5	7,0	15	22	32	40	47	54	54	2,08
36	"	"	"	"	0,37	5,2	4,3	5,2	5,5	5,7	6,2	17	27	35	43	53	62	62	2,38
37	"	"	"	"	1,5	4,0	4,7	4,8	5,5	5,7	6,2	35	51	69	76	103	128	118	4,54
38	"	"	"	"	6,7	7,9	4,9	4,9	5,2	5,5	5,5	47	69	96	120	144	166	166	6,38
39	25	"	"	33,6	0	-	5,5	5,7	6,8	7,5	8,3	2	2,5	5	6	8	9	8,5	-
40	"	"	"	"	0,12	5,5	4,3	5,5	6,0	7,0	7,9	3	5	7	8	9	11	11	1,09
41	"	"	"	"	0,37	3,8	4,9	5,5	6,2	7,3	8,4	4,5	6	8	10	13	14,5	14,5	1,71
42	"	"	"	"	1,95	2,7	3,2	3,8	4,2	5,2	5,7	6	9	12	16	20	24	24	2,82
43	"	"	"	"	3,93	4,0	3,8	4,2	4,6	4,7	5,7	7	10	13	16	22	25	26	3,06

Tabla 8.6: Ensayos en régimen difásico R22 - aceite naftenico (continuación)

lectura Nº	Rotá metro	Condiciones del R22 entrada tubo (punto b)					Aceite		temperaturas a lo largo del tubo experimental					Caídas de presión a lo largo del tubo experimental						ΔP graf	φ
	Vapor %	Pabs bar	t _s °C	ṁ kg/h	m _a kg/h	t _a °C	3 °C	4 °C	5 °C	6 °C	7 °C	bA mmHg	bB mmHg	bC mmHg	bD mmHg	bE mmHg	bF mmHg	mmHg			
111	100	3,541	-10	117,17	0	-	-3,9	-4,2	-4,2	-3,7	-3,3	27	39	57	67	81	97	97	-		
64	"	"	"	"	0,16	-1,2	-5,5	-5,5	-5,5	-5,2	-5,0	62	98	133	167	205	240	240	2,47		
45	"	"	"	"	0,21	-2,5	-5,8	-5,5	-5,2	-5,2	-5,2	68	105	139	176	220	261	261	2,69		
46	"	"	"	"	0,46	-3,3	-5,7	-5,2	-4,7	-4,7	-4,4	93	141	194	245	305	361	361,5	3,73		
114	75	"	"	86,83	0	-	-4,2	-3,3	-3,1	-2,8	-2,3	15	21	32	38	47	57	55,5	-		
115	"	"	"	"	0,15	-0,1	-4,4	-3,7	-3,3	-2,6	-2,3	37	59	75	95	118	140	138	2,43		
116	"	"	"	"	0,43	-2,3	-4,4	-3,9	-3,6	-3,2	-2,6	50	78	104	132	161	192	192	3,46		
117	"	"	"	"	1,21	-4,2	-4,2	-4,2	-3,9	-3,9	-3,7	72	114	153	192	239	284	284	5,12		
51	"	"	"	"	4,14	-2,5	-4,0	-2,8	-2,8	-2,8	-2,8	113	174	240	308	362	452	452	8,14		
119	50	"	"	57,4	0	-	-4,4	-2,8	-2,6	-2,3	-1,5	7	11	15	17	21	26	26,5	-		
53	"	"	"	"	0,19	-2,0	-3,3	-2,8	-2,0	-1,2	-0,4	17	25	35	46	57	66	65	2,45		
54	"	"	"	"	0,45	-2,2	-2,8	-2,3	-1,5	-0,6	-0,1	26,5	41	56	67	83	90	92	3,47		
122	"	"	"	"	1,48	-4,2	-3,9	-3,1	-2,6	-1,7	-1,2	41	66	84	102	129	152	151	5,70		
123	"	"	"	"	3,68	-2,6	-2,0	-1,2	-1,0	-0,6	-0,4	59	84	100	149	182	208	208	7,85		
57	25	"	"	28,57	0	-	-3,3	-3,1	-2,8	0,2	1,9	2,5	3	5	6	7	8	8	-		
58	"	"	"	"	0,15	0	-3,1	-2,0	-1,0	0,8	2,4	4	6,5	8	9	11	13	13	1,625		
126	"	"	"	"	0,41	-4,4	-3,7	-2,6	-1,5	0	2,4	5,5	9,5	11	13	15	19	19	2,375		
60	"	"	"	"	1,5	-1,5	-1,2	-0,1	0,5	1,3	2,9	9	13	17	21	27	30	31	3,875		
128	"	"	"	"	3,74	-3,9	-2,0	-0,9	-0,2	0	1,4	14,5	21	28	33	41	49	49	6,125		
69	60	2,447	-20	58,83	0	-	-14,1	-12,4	-11,9	-11	-10,5	12	18	26	34	40	47	47	-		
70	"	"	"	"	0,125	-9,6	-14,4	-13,4	-13	-11,9	-10,7	28	43	60	75	96	110	110	2,34		
71	"	"	"	"	0,45	-13,3	-14,4	-13,5	-13	-11,9	-10,7	53	80	110	140	174	202	201	4,28		
72	"	"	"	"	1,42	-15,5	-14,4	-13,8	-13,3	-13	-13	84	130	181	237	293	346	346	7,36		
73	"	"	"	"	2,03	-15,8	-14,7	-13,8	-13,5	-13,3	-13	101	156	216	280	354	425	425	9,04		
90	40	"	"	38,53	0	-	-11,3	-10,2	-9,1	-8,8	-6,1	5,5	8,5	11	14	17	20	20	-		
75	"	"	"	"	0,15	-11,3	-13,3	-13,3	-13,2	-13	-11,6	11,5	18	24	30	39	47	47	2,35		
76	"	"	"	"	0,47	-13,3	-13,6	-10,7	-10,2	-9,1	-7,7	22	35	47	61	75	88	88	4,4		
77	"	"	"	"	1,36	-14,1	-13,0	-11,9	-10,7	-9,6	-8,2	45	67	93	118	147	167	160	8,0		
78	"	"	"	"	2,75	-13,5	-10,7	-10,2	-9,1	-8,2	-8,0	68	103	138	172	215	250	241	12,05		
79	30	"	"	29,01	0	-	-13,8	-12,1	-10,5	-8,5	-6,6	4	6	8	10,5	12	14	13,5	-		
82	"	"	"	"	1,36	-13	-12,1	-9,1	-7,7	-6,4	-5,0	27	40	57	71	88	101	101	7,48		
83	"	"	"	"	2,75	-13,8	-11,0	-10,2	-9,4	-7,7	-7,7	38	60	83	107	130	150	150	11,11		
84	"	"	"	"	3,40	-11,0	-12,5	-11	-10,2	-9,4	-8	45	61	93	120	140	164	168	12,44		
85	20	"	"	19,23	0	-	-8,5	-6,6	-4,7	-2,3	0	2	3	4	4,5	5,5	6,5	6,5	-		
86	"	"	"	"	0,14	-10	-8,2	-6,6	-4,4	-2	-2	3,5	5,5	6,5	8	10	12	12	1,85		
87	"	"	"	"	0,41	-13	-8,2	-6,3	-3,9	-1,7	+0,2	6	8	10	13	16	19	19	2,92		
89	"	"	"	"	2,53	-15	-10,2	-13,2	-6,6	-4,4	-2,5	14	20	28	35	46	54	54	8,31		

Tabla 8.6: Ensayos en régimen difásico R22-aceite nafténico (conti)

Lectura Nº	Rotá. Condiciones del R22 metro entrada tubo (puntos)			Aceite		Temperaturas a lo largo del Tubo experimental					Caidas de presión a lo largo del Tubo experimental					ΔP graf	ϕ		
	Vapor %	P_{abs} bar	t_s °C	\dot{m} kg/h	\dot{m}_a kg/h	t_a °C	3	4	5	6	7	BA mmHg	BB mmHg	BC mmHg	BD mmHg			BE mmHg	BF mmHg
92	40	1,634	-30	32,83	0	-	-18	-16,4	-13,8	-11,3	-9,4	6	9	12	14	20	24	23	-
94	"	"	"	"	0,41	-20,3	-19,2	-17,5	-15,5	-11,7	-10,7	43	67	91	113	137	165	167	7,26
95	"	"	"	"	1,02	-22,3	-20,6	-18,6	-17,2	-15,2	-13,5	70	113	153	199	247	294	296	12,87
96	30	"	"	24,32	0	-	-15,5	-13,3	-11,3	-8,2	-5,5	3	5	7	9	11	13	13	-
97	4	"	"	"	0,14	-18	-17,2	-15	-12,1	-9,6	-6,9	11	17	22	27	33	40	40	3,08
98	"	"	"	"	0,43	-19,5	-17	-14,4	-11,9	-9,4	-6,9	25	38	50	60	73	83	83	6,38
99	"	"	"	"	1,05	-22	-16,6	-14,1	-12,5	-10	-8	48	74	102	127	157	181	181	13,92
100	20	"	"	15,87	0	-	-16,6	-13,5	-9,6	-5,8	-2	2	3	4	5	6	7	7	-
101	"	"	"	"	0,15	-18	-13,8	-11	-8,7	-5	-1,5	5	6	9	11	13	17	17	2,43
102	4	"	"	"	0,43	-21,7	-15,5	-12,7	-9,6	-6,3	-3,3	9	13	19	22	27	33	33	4,71
103	"	"	"	"	1,0	-22,5	-15,3	-12,5	-9,6	-6,3	-3,7	15	23	31	39	46	54	54	7,71

rencia llega a ser considerable en algunos grados celsius para los grandes caudales a baja temperatura. A lo largo del tubo experimental puede observarse que:

- El aceite inyectado se enfría inicialmente al contacto del gas más frío y se recalienta enseguida.
- Este recalentamiento acompañado de la disminución progresiva de la presión hace desgasificar el aceite - (que se encuentra mezclado con refrigerante).
- El aceite que se empobrece de refrigerante a causa de su desgasificación, su viscosidad aumenta a pesar de su ligero recalentamiento*
- La velocidad de los gases refrigerantes se eleva desde la entrada hacia la salida del tubo experimental - como consecuencia:
 - . de su recalentamiento
 - . de la disminución de la presión (estos dos fenómenos provocan el aumento del volumen específico de los gases refrigerantes)
 - . del caudal suplementario (lógicamente pequeño) resultante de la desgasificación.

A todos estos factores se suma un aumento de la caída de presión desde la entrada hacia la salida del tubo, lo cual explica el aspecto de las curvas de la figura 8.3 cuando el aporte del calor exterior es reducido, la temperatura a lo largo del tubo se mantiene prácticamente constante o puede incluso disminuir como se lo observa en la figura 8.2.

La figura 8.4 representa el conjunto de caídas de presión medidas a una temperatura de saturación:

en función del caudal de aceite para el R12 y el R22 en la investigación de una solución simple, hemos creído -- conveniente considerar la relación** entre las caídas de presión con inyección de aceite (es decir con un flujo - difásico) y las caídas de presión sin inyección de aceite (es decir en régimen monofásico)

$$\phi' = \frac{\Delta P \text{ con aceite}}{\Delta P \text{ sin aceite}} \quad (8.1) \quad ***$$

Las figuras 8.5 y 8.6 representan las variaciones de en función del caudal de aceite para el R12 y el -- R22 respectivamente. En estas figuras es fácil observar que a pesar de los caudales del gas refrigerante son muy diferentes, para una misma temperatura de saturación. Los valores de ϕ' se agrupan sobre una sola curva, la forma parabólica de estas curvas nos dá la pauta para adoptar una ecuación de la forma:

$$\phi' = b m a^n \quad (8.2)$$

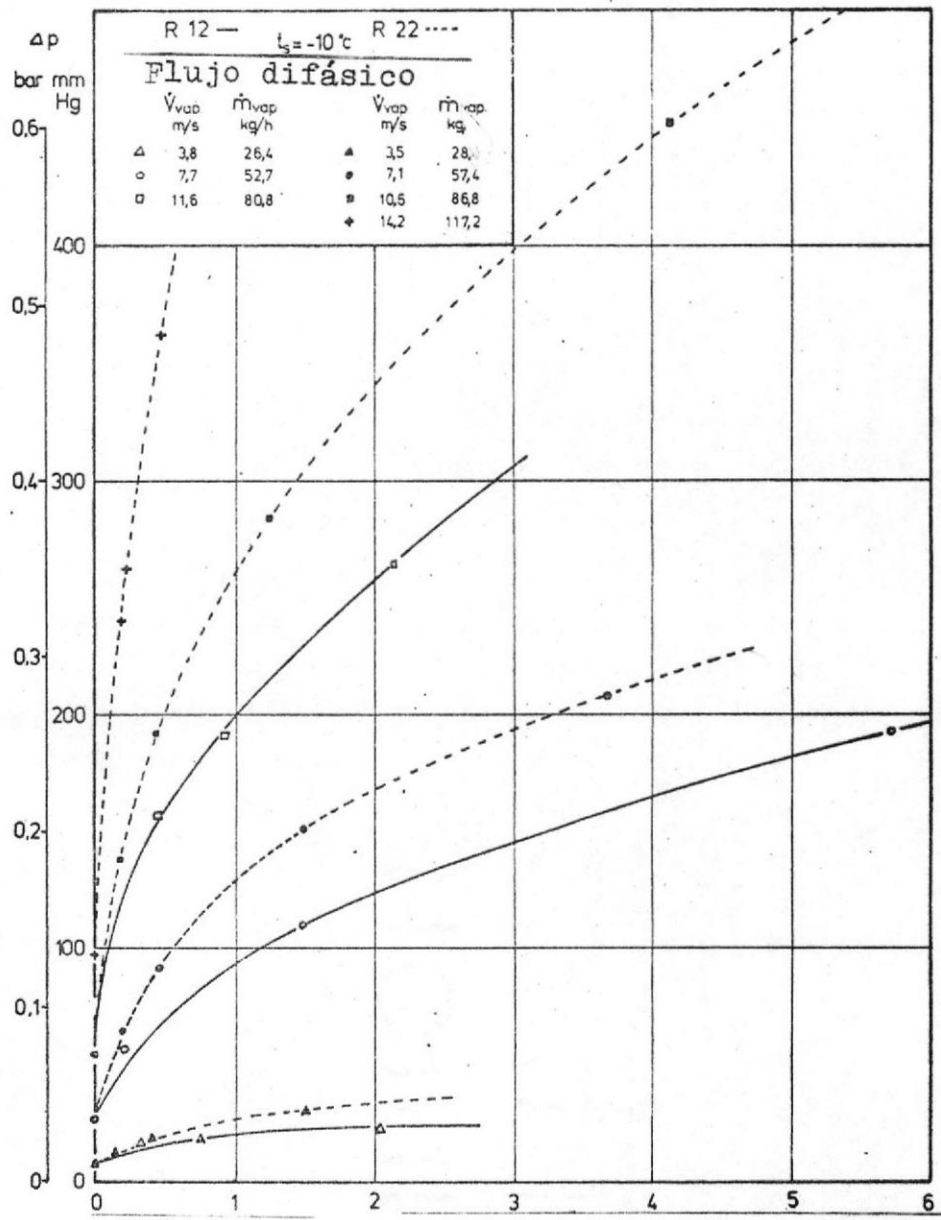
Las 8.7 y 8.8 representan las mismas variaciones de en función de ϕ' , pero en coordenadas logarítmicas. De

* Para ligeros recalentamientos el efecto que resulta de la partida del refrigerante es más importante que el efecto de recalentamiento (ver las figuras extraídas de H. M. Parmelee (43)).

** Establecida en las mismas condiciones de presión de saturación y caudal de refrigerante.

*** Lockhart - Martinelli adoptaron un parámetro del mismo tipo en su correlación, pero de la forma

$$\phi = \sqrt{\Delta P \text{ dif} / \Delta P \text{ log}}$$



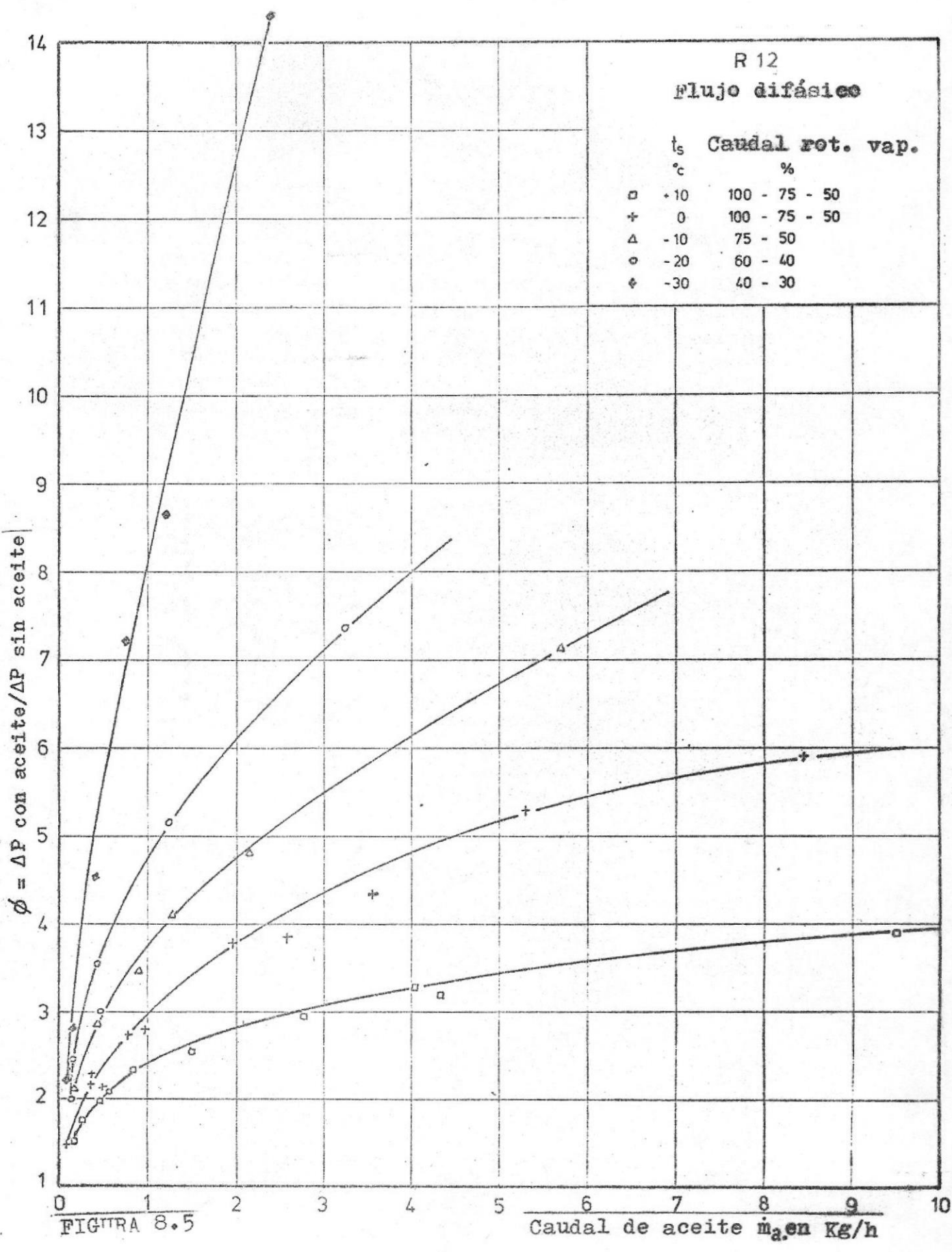


FIGURA 8.5

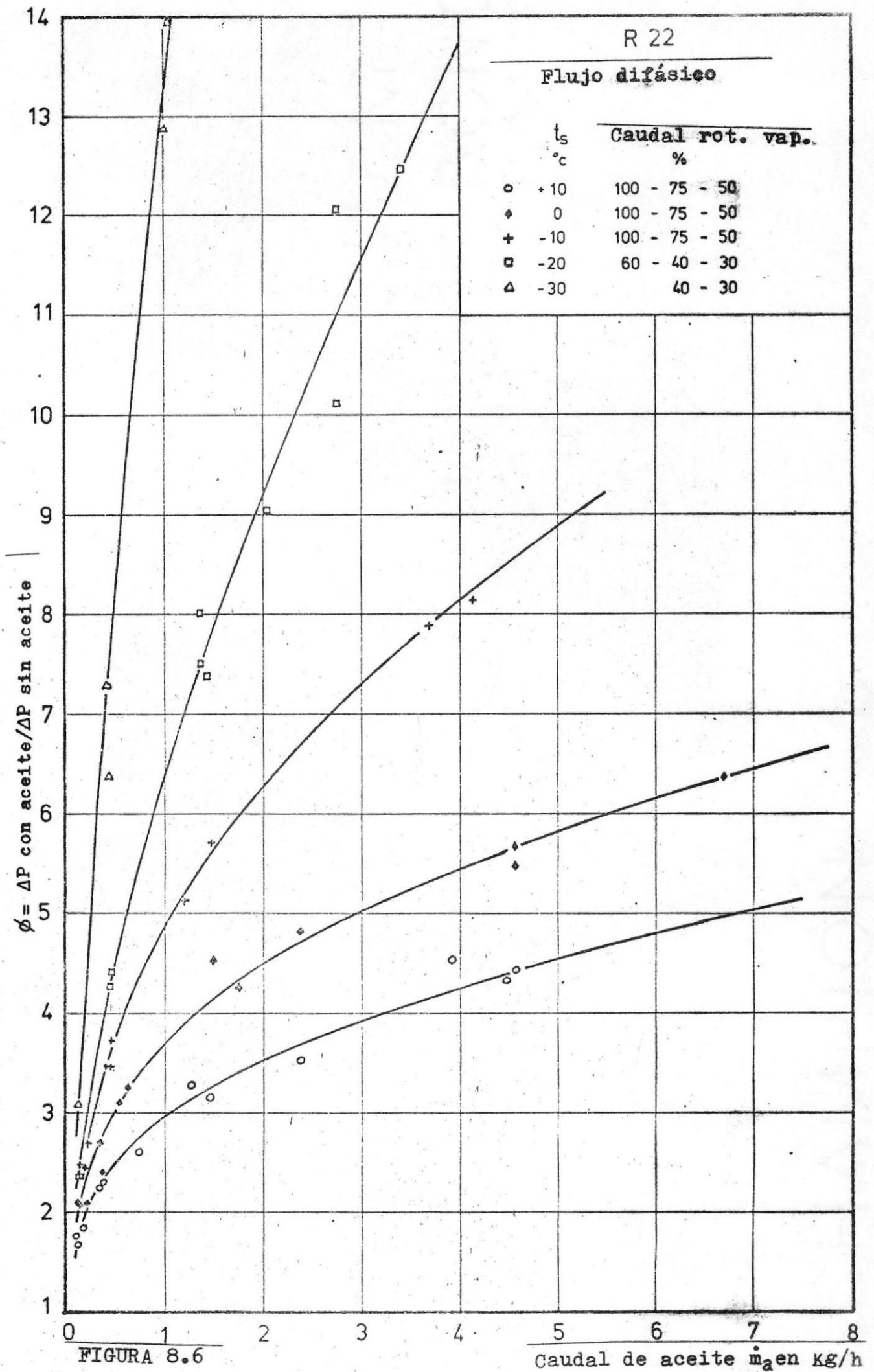


FIGURA 8.6

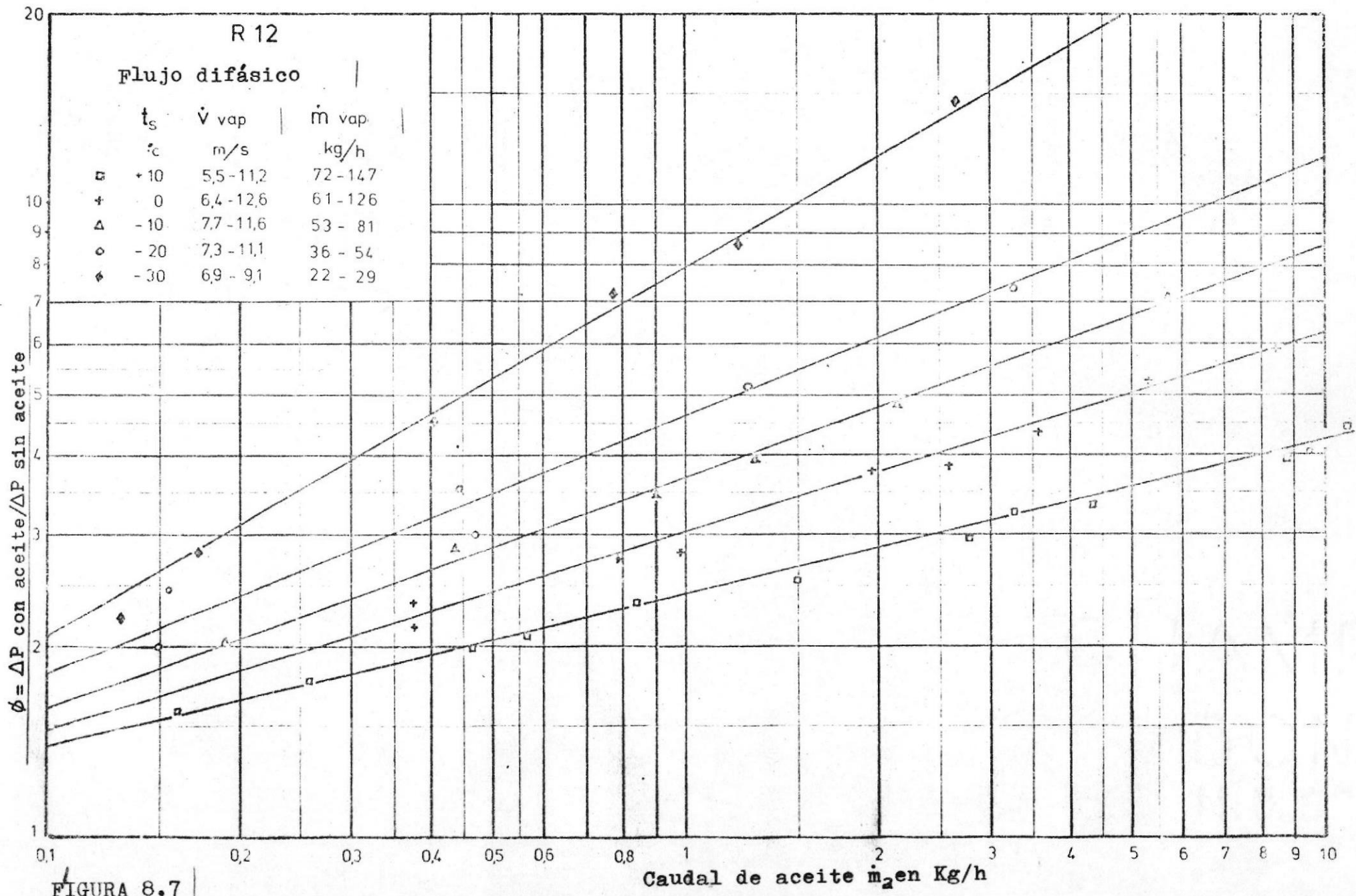


FIGURA 8.7

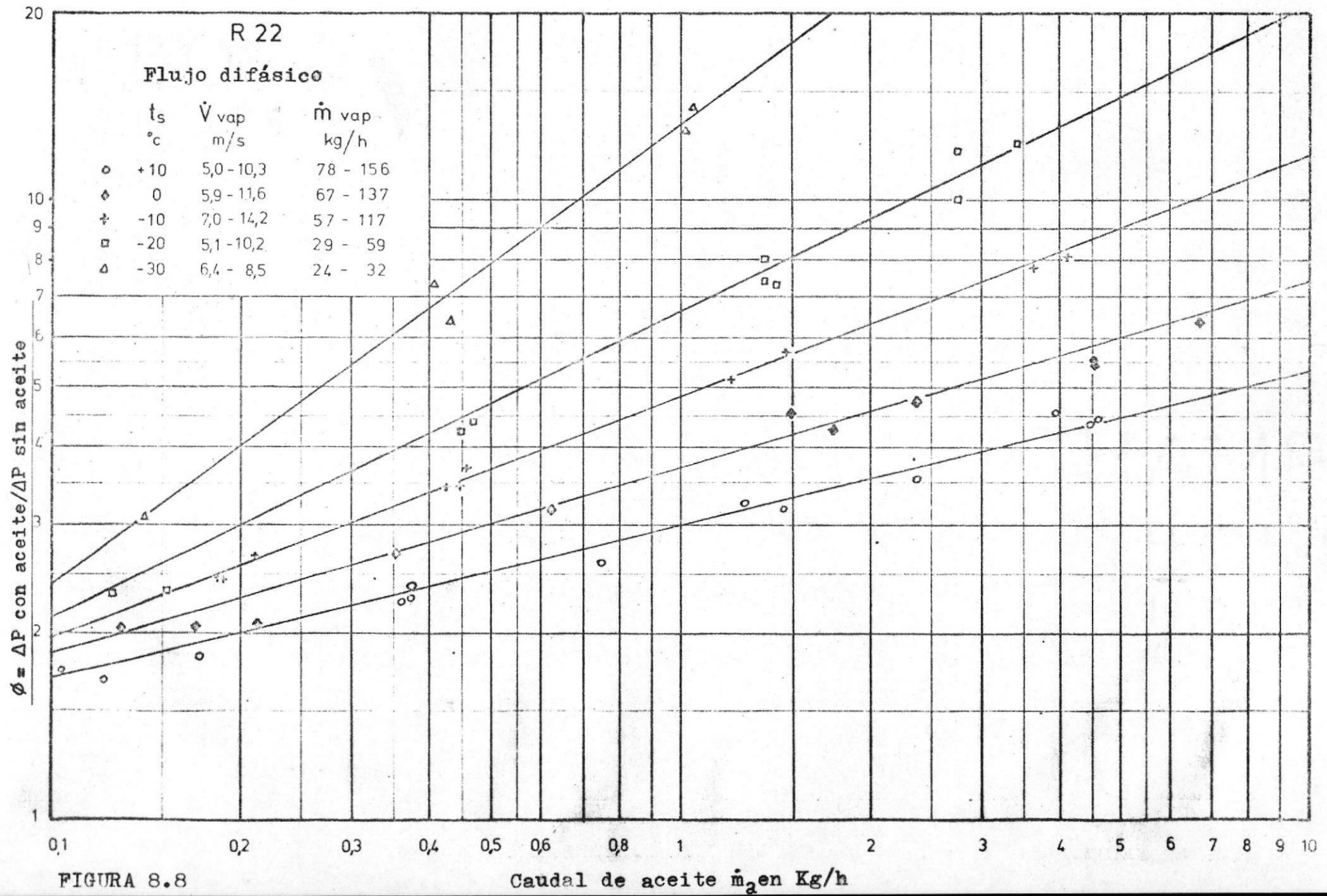


FIGURA 8.8

estas variaciones se obtienen rectas cuyas pendientes - aumentan a medida que la temperatura de saturación disminuye, lo cual muestra el efecto del aumento de la viscosidad del aceite.

Los parámetros "b" y "n" en la ecuación 8.2 toman los siguientes valores:

R 12 $V > 5,5 \text{ m/s}$

$\frac{t_s}{t_c}$	<u>b</u>	<u>n</u>
+ 10	2,42	0,244
0	3,05	0,314
- 10	3,70	0,364
- 20	4,62	0,408
- 30	7,90	0,584

R 22 $V > 5 \text{ m/s}$

$\frac{t_s}{t_c}$	<u>b</u>	<u>n</u>
+ 10	3,0	0,248
0	3,7	0,300
- 10	4,85	0,390
- 20	6,6	0,496
- 30	13,2	0,740

Para caudales más pequeños, es decir para velocidades inferiores a 5 m/s , los valores "b" y "n" son netamente inferiores a los de las tablas precedentes.

La figura 8.9 representa las variaciones de ϕ' en función de \dot{m}_a , en el caso de estas bajas velocidades como se puede apreciar estos resultados no son suficientemente numerosos y precisos*

8.2.2.- Comparación de los resultados experimentales obtenidos en régimen difásico con aquellos obtenidos en régimen monofásico.- De los resultados en los regímenes monofásico y difásico se puede observar que:

a) Las mismas condiciones de presión de saturación y de caudal de refrigerante, las caídas de presión en régimen difásico son 2 a 10 veces más grandes y en algunos casos mucho mayores que aquellas que se obtienen en régimen monofásico. Esto dependiendo por supuesto del porcentaje en peso del aceite que circula en el tubo experimental, y también de las condiciones de funcionamiento, ya que a temperaturas de saturación más bajas estas diferencias de caída de presión son más notorias.

* A velocidades reducidas, las caídas de presión son muy pequeñas y los errores relativos aumentan, por otra parte, puestos en consideración caudales máscicos de pequeña magnitud, se produce un gran recalentamiento a lo largo del tubo. En la práctica la estabilización de los regímenes indispensables para tomar las lecturas es muy difícil a obtener.

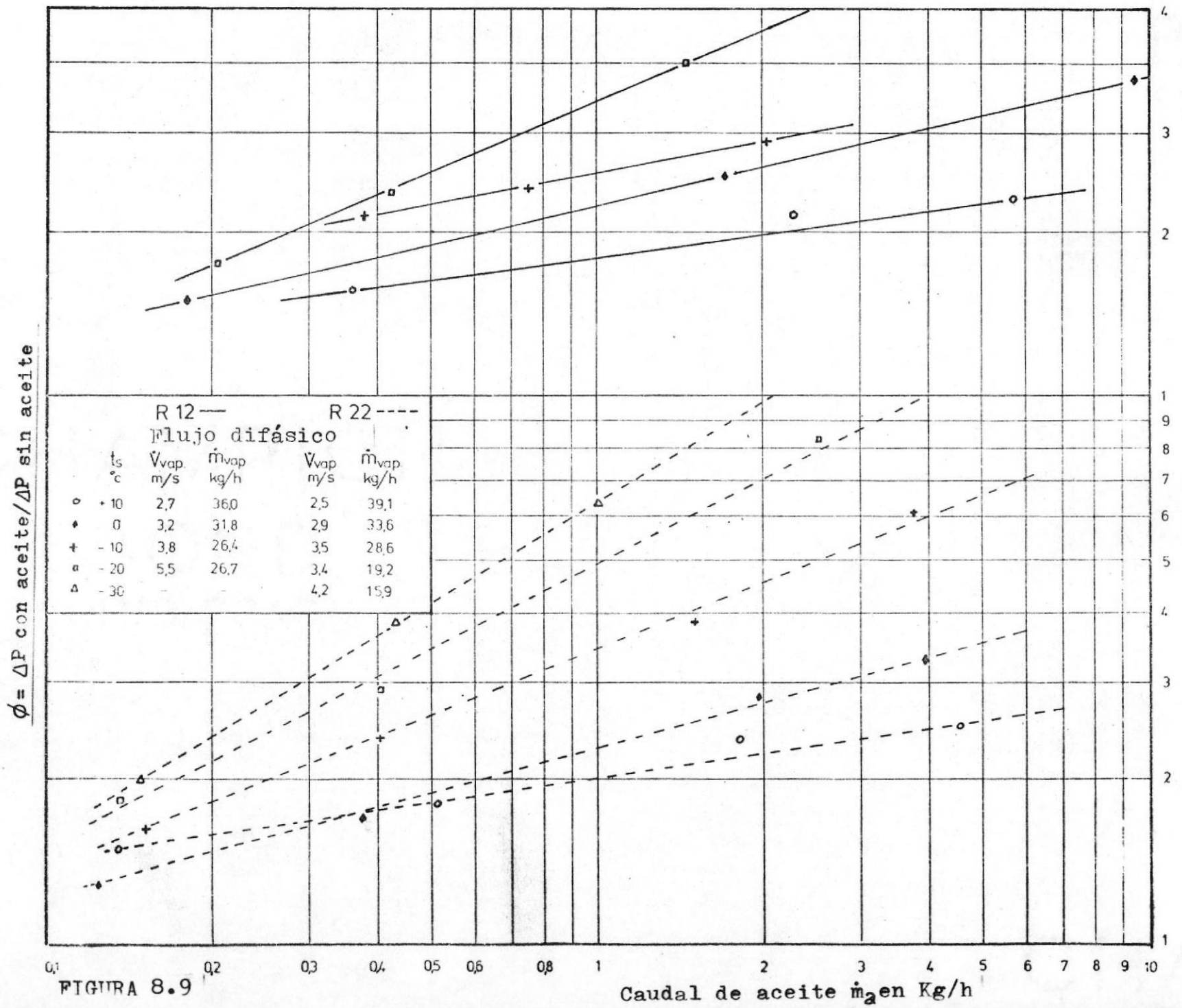
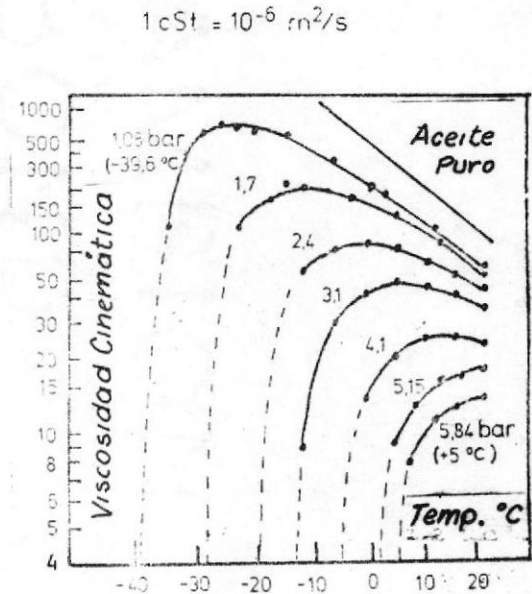
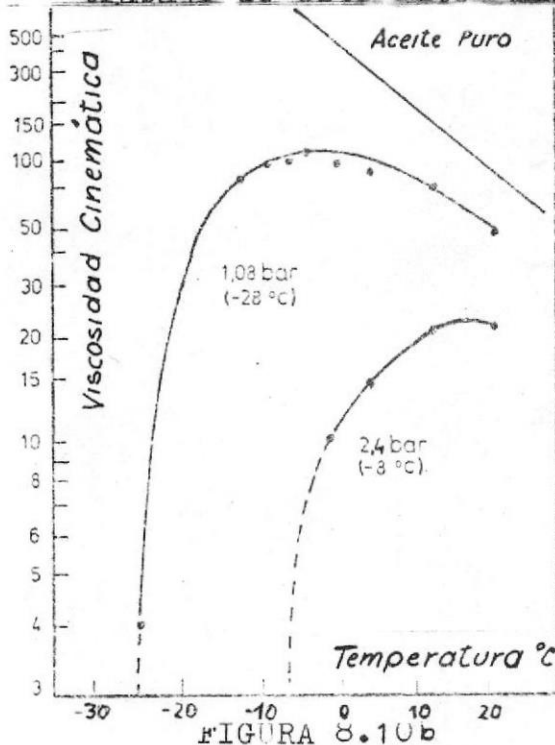


FIGURA 8.9

b) Los recalentamientos son mas grandes en régimen difásico que en monofásico; contrariamente a lo que se podría creer, el recalentamiento de la mezcla aceite-refrigerante tiene por efecto aumentar fuertemente su viscosidad, así lo ha puesto en evidencia Parmelee (43) ya citado anteriormente. Las figuras 8.10b y 8.11b extractos del trabajo de este autor muestran la variación de la mezcla



aceite R12 y aceite R22 en función de la temperatura a diversas presiones mantenidas constantes.

c) Las variaciones de temperatura a lo largo del tubo experimental son mas irregulares en el caso del régimen difásico.

d) La estabilización para cada condición y caudal fue mas difícil y mas larga en el caso del régimen difásico que en el monofásico.

APLICACIONES TEORICAS AL TRABAJO EXPERIMENTAL

8.3.- Cálculo de los caudales medidos en el rotámetro.- Los caudales

de refrigerante medidos en el rotámetro, han sido hechos tomando como base un rotámetro de las siguientes características:

- Marca: Brooks
- Modelo: Full-view
- Serie: 1110
- Tubo: R-9M-25-3
- Flotador: 9-RV-87 (poco sensible a la viscosidad)
- Caudal de aire (Q) a 0 °C y 1,033 Kg/cm² para 100% de la escala = 25,68 m³/h

8.3.1.- Fórmula de conversión.- Hemos adoptado la fórmula dada por Ouziaux - Perrier (42)

$$Q = \alpha s' \sqrt{\frac{2gv(\rho_f - \rho)}{s'' \rho}} \quad \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right] \quad (8.3)$$

- Siendo: α = coeficiente de caudal determinado experimentalmente.
- s' = sección anular que envuelve al flotador.
- g = aceleración de la gravedad.
- v' = volumen del flotador.
- s'' = sección del flotador.
- ρ_f = densidad del flotador
- ρ = densidad del fluido
- λ = graduación del rotámetro

- Para el aire tendremos:

$$Q_{\text{aire}} = \alpha s' \sqrt{\frac{2gv'(\rho_f - \rho_{\text{aire}})}{s'' \rho_{\text{aire}}}}$$

- Para un mismo rotámetro con un mismo flotador a la misma graduación y para un mismo valor de α (α es en gram medida independiente del número de Reynolds)

$$\frac{Q}{Q_{\text{aire}}} = \frac{\sqrt{\frac{\rho_f - \rho}{\rho'}}}{\sqrt{\frac{\rho_f - \rho_{\text{aire}}}{\rho_{\text{aire}}}}} = \sqrt{\frac{\rho_f - \rho}{\rho_f - \rho_{\text{aire}}} \times \frac{\rho_{\text{aire}}}{\rho}}$$

$$Q = Q_{\text{aire}} \times \frac{\lambda}{100} \sqrt{\frac{\rho_f - \rho}{\rho_f - \rho_{\text{aire}}} \times \frac{\rho_{\text{aire}}}{\rho}} \quad (8.4)$$

- Para los gases $\rho_f \gg \rho$

POR LO TANTO $\frac{\rho_f - \rho}{\rho_f - \rho_{\text{aire}}} \approx 1$

$$\rho_f \gg \rho_{\text{aire}}$$

- Como conocemos que: $\rho_{\text{aire}} = 1.29 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$

A 0°C y 1.033 Kg/cm²

$$y \quad \lambda = \frac{1}{\rho}$$

- De esto deducimos que:

$$Q = Q_{\text{aire}} \frac{\lambda}{100} \sqrt{1.29 v}$$

- y finalmente

$$Q = Q_{\text{aire}} \times \frac{\lambda}{100} \times 1.136 \sqrt{v} \quad (8.4')$$

8.3.2.- Cálculo del caudal a la entrada del rotámetro.-

$$Q = 25,68 \times 1,136 \frac{\lambda}{100} \sqrt{v}$$

$$Q = 29,2 \frac{\lambda}{100} \sqrt{v} \quad \text{m}^3/\text{h} \quad (8.5)$$

Aplicación numérica.- Si tomamos por ejemplo la lectura No. 39 de la tabla 8.2, tenemos que:

$$P_{\text{abs ent rot}} = P_{\text{man}} + \frac{P_{\text{atm}} + \Delta P_{\text{cal}}}{750} \quad (8.6)$$

$$P_{\text{abs ent rot}} = 3,98 + \frac{773 + 0}{750} = 3,98 + 1,031 = 5,011 \text{ [Bar]}$$

Graduación del rotámetro = $\lambda = 25\%$

Temperatura entrada rotámetro = $t_R = +3,0 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura salida rotámetro = $t_{RS} = +0,25 \text{ }^\circ\text{C}$

Recalentamiento = $t_R - t_{RS} = 2,75 \text{ }^\circ\text{C}$

volumen específico a la entrada del rotámetro

$$v_\lambda = 0,0474 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$Q = 29,2 \times \frac{25}{100} \sqrt{0,0474} = 1,589 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

CALCULO DEL CAUDAL MASICO

$$m = \frac{Q}{v_\lambda} = \frac{1,589}{0,0474} = 33,52 \text{ (kg/h)}$$

8.4.- Cálculo de la velocidad a la entrada del tubo experimental.-8.4.1.- Cálculo del caudal volumétrico.-

$$Q = Q_\lambda \times \frac{v}{v_\lambda} \quad (8.7) \quad v \text{ se determina de la misma manera que } v_\lambda$$

$$Q = 1,585 \times \frac{0,0485}{0,0474} = 1,625 \text{ [m}^3/\text{h]}$$

8.4.2.- Cálculo de la velocidad.-

$$d_i = 15,95 - 2 = 13,95 \text{ (mm)} = 1,395 \text{ (cm)}$$

$$S_i = \frac{\pi d_i^2}{4} = \frac{3,1416 \times (1,395 \times 10^{-2})^2}{4} = 1,5276 \times 10^{-4} \text{ (cm}^2)$$

- La velocidad será:

$$V = \frac{Q}{S_i + 3,600} = \frac{Q \times 10^4}{1,5276 \times 3,600} ; V = 1,82 Q \text{ [m/s]} \quad (8.7)$$

- Para la lectura No. 39 de la tabla 8.2

$$V = 1,82 \times 1,625 = 2,95 \text{ [m/s]}$$

8.5.- Cálculo de la caída de presión en régimen monofásico.-

8.5.1.- Determinación del número de Reynolds.- Aplicando la relación 6.1

$$Re = \frac{V d_i}{\nu}$$

siendo la viscosidad cinemática determinada a partir del diagrama dado por Andersen (1)

Aplicación numérica: de la lectura No. 39 de la tabla 8.2

$$Re = \frac{2.95 \times 1.395 \times 10^{-2}}{0.55} = 7.5 \times 10^4$$

8.5.2.- Determinación de la caída de presión.- Hemos aplicado la ecuación de Colebrook o sea la relación 6.2

$$\Delta P = f \frac{L}{d_i} \rho \frac{V^2}{2} \quad [\text{Pascal}]$$

donde f * es determinado en función del número de Reynolds y de la rugosidad** sobre el diagrama de Nikuradse-Moody.

La longitud del tubo experimental es igual a la distancia bF., es decir 7m.

$$\Delta P = \frac{f \times 7 \times V^2}{10^5 \times 1.395 \times 10^{-2} \times 2 \times V}$$

$$\Delta P = 250.9 \frac{f V^2}{V} \quad [\text{Pascal}] \quad *** \quad (8.8)$$

Los valores de V son determinados a partir de las tablas de De Lapeleire (38).

- Aplicación numérica: para la misma lectura No.39 de la tabla 8.2 y con $Re = 7,5 \times 10^4$ en el diagrama Nikuradse-Moody: $f = 0,019$

$$\Delta P = \frac{250.9 \times 0.019 \times 8.71}{0.048} = 860 \quad [\text{Pascal}]$$

$$\Delta P = 860 \times 7.5 \times 10^{-3} = 6.5 \text{ mm Hg} \quad ****$$

* f = coeficiente de caída de presión por unidad de longitud.

** Tubos lisos en nuestro caso, es decir la curva de Karman.

*** 1 Pascal = 10^{-5}

**** 1 Bar = 750 mm Hg'

8.6.- Cálculo del error absoluto y del error relativo.- Para el caso de la misma lectura no. 39 tenemos que:

$$\Delta P \text{ medida} = 8.5 \text{ (mm. Hg)}$$

$$\begin{aligned} \text{- Error absoluto} &= \Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada} \\ &= 8.5 - 6.5 = 2 \text{ (mm. Hg)} \end{aligned}$$

$$\text{- Error relativo} = \frac{\Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada}}{\Delta P \text{ medida}} = \frac{8.5 - 6.5}{8.5}$$

$$\text{- Error relativo} = 23,5 \text{ (\%)}$$

En las tablas 8.3 y 8.4 presentamos los errores absolutos y relativos, así como las caídas de presión medidas y calculadas para el R12 y el R22 respectivamente.

8.7.- Análisis comparativo de los resultados experimentales y los resultados teóricos en flujo monofásico.- Los resultados medidos y calculados son representados en la figura 8.10,

las caídas de presión calculadas son un poco más pequeñas que aquellas que se midieron.

Las variaciones son aproximadamente comprendidas entre -10 y -30%, se observa consecuentemente desviación del orden de 20%, lo cual daría una dispersión de + 10%. La desviación del 20% puede ser debido a una o varias de las causas siguientes:

a) Fórmula utilizada para medir el caudal, esto debido a que una diferencia de 1% sobre la medida del caudal produce una variación de 2% sobre el cálculo de la caída de presión.

b) Tubos imperfectamente lisos por la presencia de sondas de presión, aunque éstas han sido instaladas de manera a no sobrepasar al interior del tubo experimental.

c) Diámetro del tubo más reducido que aquel que fue adoptado en el cálculo, pues una diferencia de 2/10 mm. sobre el diámetro interior ocasiona una variación de -- 6.8% en el cálculo de las caídas de presión.

8.8.- Aplicaciones teóricas del cálculo para régimen difásico.-

Para llevar a cabo los cálculos de las caídas de presión en régimen difásico. Nos hemos visto precisados a hacer uso del diagrama de Ovid Baker, que nos indica el tipo de flujo del fluido que circula por nuestro tubo experimental, y una vez determinado el tipo de flujo, analizar inmediatamente las correlaciones existentes hasta la fecha actual, que nos podían servir para comprobar nuestros resultados experimentales de caídas de presión, en los párrafos siguientes vamos a presentar los procedimientos empleados con sus respectivas aplicaciones numéricas.

8.9.- Determinación del tipo de flujo en régimen difásico.- En el paragrafo 6.6 del Capítulo VI hemos explicado los fundamentos teóricos de la determinación del tipo de flujo en régimen difásico, y habíamos dicho que la aplicación de métodos, depende de la posición del tubo ó conducto por el cual está circulando el fluido. En nuestro caso tratándose que el tubo experimental es un tubo horizontal rectilíneo, lógicamente el método que se ajusta a estas condiciones es el método de Ovid Baker (7).

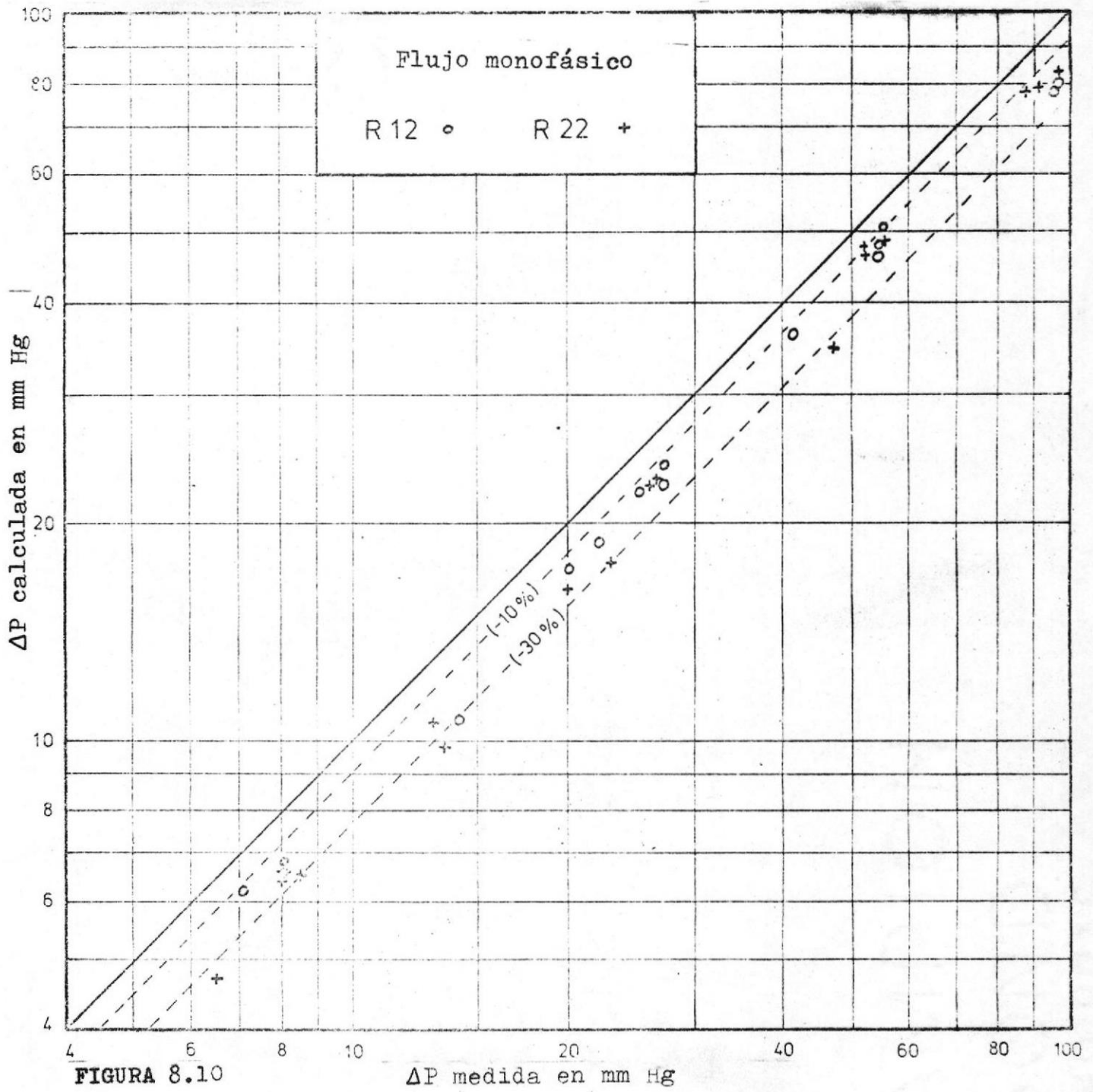


FIGURA 8.10

ΔP medida en mm Hg

Para emplear este método necesitábamos informarnos perfectamente acerca de las características de las dos fases que constituyen el flujo en cuestión, es decir la fase líquida (aceite cargado de refrigerante) y la fase gaseosa (vapor refrigerante).

Para establecer las características de la fase gaseosa no se presentó ningún inconveniente, pues esto se efectuó fácilmente con la ayuda de los instrumentos de medida de la instalación y con la ayuda de las tablas termodinámicas de De Lepeleire (38) ya mencionadas en el capítulo II. En efecto la presión de vapor de aceite siendo despreciable con respecto de aquella del refrigerante se puede considerar que la fase vapor involucra sólo al refrigerante.

En cambio para establecer las características de la fase líquida (aceite cargado de refrigerante) hubo necesidad de recurrir a las siguientes hipótesis:

a) Que el aceite que es arrastrado es saturado por el refrigerante y está en equilibrio termodinámico con el mismo, bajo la presión existente en el conducto experimental.

b) Que las variaciones de temperatura de este aceite - a lo largo del conducto experimental son bastante pequeñas* .

c) Que para una presión dada del gas refrigerante y una temperatura dada de la mezcla líquida aceite-refrigerante el porcentaje de aceite de esta mezcla tiene un valor aproximadamente proporcional con respecto a todos los aceites de una misma base (en nuestro caso nafténica). Esto, por supuesto, dependiendo también del tipo de refrigerante.

d) Que existe cierta proporcionalidad en las curvas de viscosidad y densidad, entre los aceites nafténicos ensayados por Jaeger y Loffler (29) (3) y el aceite nafténico Hiemaline 100 ensayado por nosotros.

e) Para la determinación de la tensión superficial del aceite** se ha tomado como base la curva de Laine y Mock (17); siendo esta curva la de un aceite de la misma base (nafténica) que el nuestro, y por otra parte, considerando que la tensión superficial de los refrigerantes R12 y R22 es casi la misma; se ha asumido que esta curva es válida para los dos refrigerantes.

- Aplicación numérica del método de Ovid Baker.- Tomemos por ejemplo la lectura No. 75 de la tabla 8.5 para el R12.

Los datos que tenemos disponibles en esta lectura son:

Temperatura del aceite= $t_a = +15.2 [^{\circ}\text{C}]$

Caudal másico del aceite= $\dot{m}_a = 8.77 [\text{kg/h}]$

Temperatura del R12= $t_g = +10 [^{\circ}\text{C}]$

Presión de saturación del R12= $P_g = 4.23 [\text{Bar}]$

Caudal másico del R12= $\dot{m}_g = 147 [\text{kg/h}]$

* Lo cual no es totalmente cierto en ciertas condiciones de medida.

** O sea del aceite saturado o cargado de refrigerante.

a) Determinación de la viscosidad dinámica del aceite.-

Con $t_a = + 15,2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $\left\{ \begin{array}{l} \mu_{JL} = 0,67 \text{ (Ns/m}^2\text{)}^* \text{ Según tabla 4.3} \\ \mu_a = 0,246 \text{ (Ns/m}^2\text{)} \text{ Según anexo 10.1} \end{array} \right.$

De estos dos valores de viscosidad a esta temperatura tenemos que: $\mu_a = 37\% \mu_{JL}$

- Interpolando en la tabla 4.1 con los datos de

$$t_a = + 15,2 \text{ (} ^\circ\text{C)}$$

$$p_g = 4,23 \text{ (Bar)}$$

Encontramos que en la mezcla líquida aceite-refrigerante, existe $\xi = 55\%$; es decir: 55% de aceite

45% de refrigerante

- Con este porcentaje $\xi = 55\%$ entramos en la tabla 4.3 e interpolando para $t_a = + 15,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\text{Hallamos: } \mu_{JL} = 0,0057 \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Pero como habíamos determinado que a esta temperatura

$\mu_a = 37\% \mu_{JL}$; por lo tanto la viscosidad real del aceite nafténico Hiemaline será:

$\mu_L = 0,0021 \text{ (Ns/m}^2\text{)}$ si las hipótesis hechas precedentemente fueran justificadas.

b) Determinación de la densidad del aceite.-

Con $t_a = + 15,2 \text{ } ^\circ\text{C}$ $\left\{ \begin{array}{l} \rho_{JL} = 927,8 \text{ (Kg/m}^3\text{)}; \text{ Según tabla 4.5} \\ \rho_a = 899,4 \text{ (Kg/m}^3\text{)}; \text{ Según anexo 10.1} \end{array} \right.$

- De estos dos valores de densidad a esta temperatura - tenemos que $\rho_a = 0,97\% \rho_{JL}$.

- Con $\xi = 55\%$, y $t_a = +15,2$ encontramos que:

$$\rho_{JL} = 1100,5 \text{ Kg/m}^3$$

Pero como $\rho_a = 0,97 \rho_{JL}$; la densidad real del aceite.

$$\text{Hiemaline será: } \rho_L = 1067,4 \text{ Kg/m}^3$$

c) Determinación de la densidad del refrigerante.- A partir de las tablas termodinámicas de De Lepeleire y sabiendo que la densidad es la inversa del volumen específico - tenemos que: $\rho_g = 23,9 \text{ Kg/m}^3$

d) Determinación de la tensión superficial del aceite.-

Según el diagrama de Laine y Mock (17), sabiendo que

$$\xi = 55\%; \text{ tenemos que: } \sigma_L = 15 \times 10^{-3} \text{ Ns/m}$$

e) Determinación de las velocidades másicas del aceite y del refrigerante.- De la tabla 8.5 extraemos los valores de los caudales másicos del refrigerante y del aceite en Kg/h

Las velocidades másicas son por lo tanto para las dos fases:

$$G' = \frac{\text{mg}}{\text{Si}} = \frac{147}{(1,5237) \times (10) \times (3600)} = 267,27 \text{ (Kg/m}^2\text{s)}$$

$$L' = \frac{\text{mg}}{\text{Si}} = \frac{8,77}{(1,5237) \times (10) \times (3600)} = 15,94 \text{ (Kg/m}^2\text{s)}$$

f) Determinación de los parámetros introducidos por Baker.-

$$\lambda = \left(\frac{\rho_g}{1,2} \times \frac{\rho_L}{998} \right)^{1/2} = \left(\frac{23,9}{1,2} \times \frac{1067,4}{998} \right)^{1/2} = 4,61$$

* 1 Newton es la fuerza que acelera 1 Kg. 1 m/

$$\psi = \frac{0,073}{\sigma_{\ell}} \left[\mu_{\ell} \left(\frac{998}{\rho_{\ell}} \right)^2 \right]^{1/3} = \frac{0,073}{15 \times 10^{-3}} \left[0,0021 \left(\frac{998}{1067,4} \right)^2 \right]^{1/3}$$

$$\psi = 0,61$$

g) Determinación de las coordenadas del diagrama de Baker.-

$$0,737 \frac{G}{\lambda} = 0,737 \frac{267,27}{4,64} = 42,69 \approx 42,7$$

$$\frac{\angle \lambda \psi}{G} = \frac{15,94 \times 4,61 \times 0,61}{267,27} = 0,168 \approx 0,17$$

En la figura 8.11 del diagrama de Baker han sido representado los valores que han sido tomados de los dos refrigerantes y a diferentes temperaturas; como podemos apreciar estos valores caen siempre dentro de la región del flujo anular*. Con esto se comprueba las observaciones visuales que han sido realizadas por diferentes investigadores, quienes han constatado en tubos transparentes de vidrio la formación de un flujo del tipo anular en las mezclas difásicas de aceite -R12 y de aceite -R22.

8.10.- Cálculo de la caída de presión en régimen difásico.-

Habiendo determinado que el flujo en ambos casos de -R12 y R22 es del tipo anular; y por otra parte habiendo analizado en el parágrafo 6.9 los métodos de cálculo que se adaptan mejor a nuestro caso; de acuerdo a las condiciones y limitaciones en que han sido tomadas nuestras mediciones experimentales, hemos escogido como base para nuestro cálculo los métodos de Lockhart -Martinelli (40) y de Chawla-Gauler (13).

8.10.1.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico: Método Lockhart-Martinelli.- Como ejemplo para nuestra aplicación numérica tomemos la lectura 75 de la tabla 8.5. Los datos que conocemos a partir de esta lectura son: $t_g = +10^{\circ}\text{C}$ $\dot{m}_g = 147 \text{ Kg/h}$
 $t_{\ell} = +15,2^{\circ}\text{C}$ $\dot{m}_{\ell} = 8,77 \text{ Kg/h}$

A partir de los diagramas y tablas ya mencionados anteriormente encontramos que:

$$\rho_g = 23,9 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_{\ell} = 1067,4 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$$

$$\text{- Siendo} \quad Q = \frac{\dot{m}}{3600} \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$\text{- Tendremos que: } \quad Q_g = 1,708 \times 10^{-3} \text{ (m}^3\text{/s)}$$

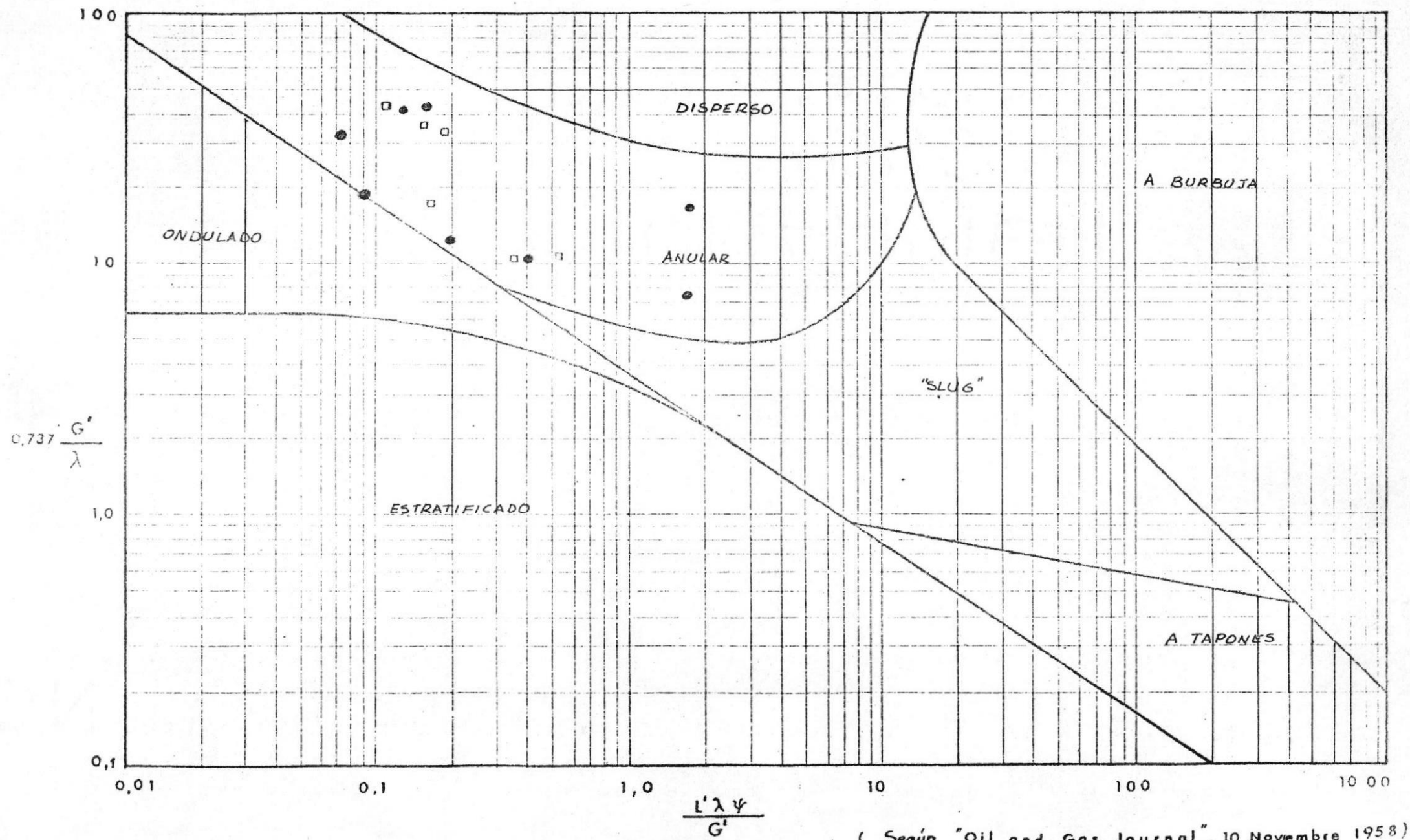
$$\quad \quad \quad Q_{\ell} = 2,282 \times 10^{-6} \text{ (m}^3\text{/s)}$$

- Teniendo ya como datos conocidos d_i y d_o , tenemos que la velocidad del uno y del otro de estos fluidos circulando en el conducto será

$$V_g = \frac{Q_g}{S_i} = \frac{1,708 \times 10^{-3}}{1,5276 \times 10^{-4}} = 11,18 \text{ (m/s)}$$

$$V_{\ell} = \frac{Q_{\ell}}{S_i} = \frac{2,282 \times 10^{-6}}{1,5276 \times 10^{-4}} = 1,49 \times 10^{-2} \text{ (m/s)}$$

* Aunque algunos puntos se presentan próximos a la frontera de la región del flujo ondulado.



(Según "Oil and Gas Journal", 10 Noviembre 1958)

FIGURA 8.11.- DIAGRAMA DE PREVISION DE FLUJO PARA FLUJO HORIZONTAL

- Por otra parte hemos determinado ya de las interpolaciones gráficas las viscosidades dinámicas del aceite y del refrigerante: $\mu_l = 0,0021 \text{ (Ns/m}^2\text{)}$
 $\mu_g = 1,21 \times 10^{-5} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$

a) Determinación del número de Reynolds

$$Re_g = \frac{\rho_g V_g d_i}{\mu_g} = \frac{23,9 \times 11,18 \times 1,395 \times 10^{-2}}{1,21 \times 10^{-5}}$$

$$Re_g = 3,08 \times 10^5 \longrightarrow \text{Turbulento}$$

$$Re_l = \frac{\rho_l V_l d_i}{\mu_l} = \frac{1067,4 \times 1,49 \times 10^{-2} \times 1,395 \times 10^{-2}}{0,0021}$$

$$Re_l = 105,9 \longrightarrow \text{Viscoso}$$

b) Determinación del coeficiente de caída de presión.-
 Con los Reynolds encontrados y haciendo uso del diagrama de Nikuradse-Moody hallamos:

$$f_g = 0,0144 \quad , \quad f_l = \frac{64}{Re_l} = \frac{64}{105,9} = 0,604$$

c) Determinación de la caída de presión de cada fase.-

$$\Delta P_g = 250,9 f_g \rho_g V_g^2 = 250,9 \times 0,0144 \times 23,9 \times (11,18)^2$$

$$\Delta P_g = 10793 \text{ Pascal}$$

$$\Delta P_l = 250,9 f_l \rho_l V_l^2 = 250,9 \times 0,604 \times 1067,4 \times (1,49 \times 10^{-2})^2$$

$$\Delta P_l = 36,07 \text{ Pascal}$$

d) Determinación del parámetro X introducido por Lockhart - Martinelli.-

$$X = \sqrt{\frac{\Delta P_l}{\Delta P_g}} = \sqrt{\frac{36,07}{10793}} = 0,0578$$

e) Determinación del parámetro a partir del diagrama - Lockhart-Martinelli.- Con el parámetro x y con las curvas de referencia encontramos:

- Para la fase gaseosa (turbulento-viscoso) $\phi_{gTV} = 1,4$

- Para la fase líquida (viscoso-turbulento) $\phi_{lTV} = 24,4$

El cuadrado de este parámetro será:

$$\phi_{gTV}^2 = 1,96$$

$$\phi_{lTV}^2 = 595,36$$

f) Determinación de la caída de presión difásica.- Aplicando la relación 6.10 encontraremos una diferencia muy pequeña de esta caída de presión a causa del error de lectura del parámetro (error que se hace cuadrático)

$$\Delta P_{d\phi} = \phi_{gTV}^2 \Delta P_g = 1,96 \times 10793 = 21154 \text{ [Pa]} = 158,8 \text{ (mm Hg)}$$

$$\Delta P_{d\phi} = \phi_{lTV}^2 \Delta P_l = 595,36 \times 36,07 = 21474 \text{ [Pa]} = 161,1 \text{ (mm Hg)}$$

Escogiendo este último valor, tenemos que:

$$\Delta P_{d\phi} = 161,1 \text{ (mm Hg)}$$

Para cada refrigerante hemos seleccionado al azar una lectura de cada temperatura de saturación (+10, 0, -10, -20, -30 C) para los caudales o velocidades relativamente grandes. Por otra parte para los pequeños caudales hemos seleccionado solo una lectura a temperatura positiva y otra a temperatura negativa. Es decir que como nuestros cálculos han sido efectuados a la mano, nos hemos limitado a calcular 7 puntos para cada refrigerante. En las tablas 8.7 y 8.8 presentamos los resultados obtenidos con este método.

8.10.2.- Cálculo del error absoluto y del error relativo del método Lockhart-Martinelli.- Para la lectura No. 75 obtuvimos el siguiente resultado experimental:

$$\Delta P \text{ medida} = 329 \text{ mm Hg}$$

$$\text{- Error absoluto} = \Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada} = 379 - 161,1 = 207,9 \text{ mm Hg.}$$

$$\text{- Error relativo} = \frac{\Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada}}{\Delta P \text{ medida}} = \frac{379 - 161,1}{379} = 54,8\%$$

8.10.3.- Análisis comparativo de los resultados experimentales y los resultados teóricos en flujo difásico con el método Lockhart-Martinelli.- Los resultados comparativos son presentados en la figura 8.12; de este diagrama se observa claramente una dispersión relativa grande (difícil a evaluar a causa del número reducido de puntos representados). Esta correlación no permite en nuestro caso una buena previsión de las caídas de presión; esto se debe a que la correlación corresponde exactamente a un flujo isotérmico de dos fases, de las cuales, las concentraciones relativas son constantes a lo largo de todo el tubo. Estas condiciones no son realizadas en nuestro trabajo.

8.10.4.- Cálculo de la caída de presión en flujo difásico: método de Chawla-Gauler.- Como aplicación numérica de este método hemos tomado la misma lectura No. 75 de la tabla 8.5.

Siendo los datos de las condiciones de base de lectura:

$$t_g = + 10^\circ \text{C} \quad \dot{m}_g = 147 \text{ Kg/h}$$

$$t_l = + 15,2^\circ \text{C} \quad \dot{m}_l = 8,77 \text{ Kg/h}$$

- Las densidades y viscosidades han sido determinadas por interpolación, tal como lo habíamos ya detallado en la aplicación numérica del método de Baker.

a) Determinación de la relación de densidades.-

Aplicando la 6.27

$$T = \frac{\rho_l}{\rho_g} = \frac{1067,4}{23,9} = 44,66$$

b) Determinación de la relación de viscosidades.-

Aplicando la relación 6.26

$$\theta = \frac{\mu_l}{\mu_g} = \frac{2,1 \times 10}{1,21 \times 10} = 173,5$$

c) Determinación del título en vapor de la mezcla.-

Aplicando la relación 6.25

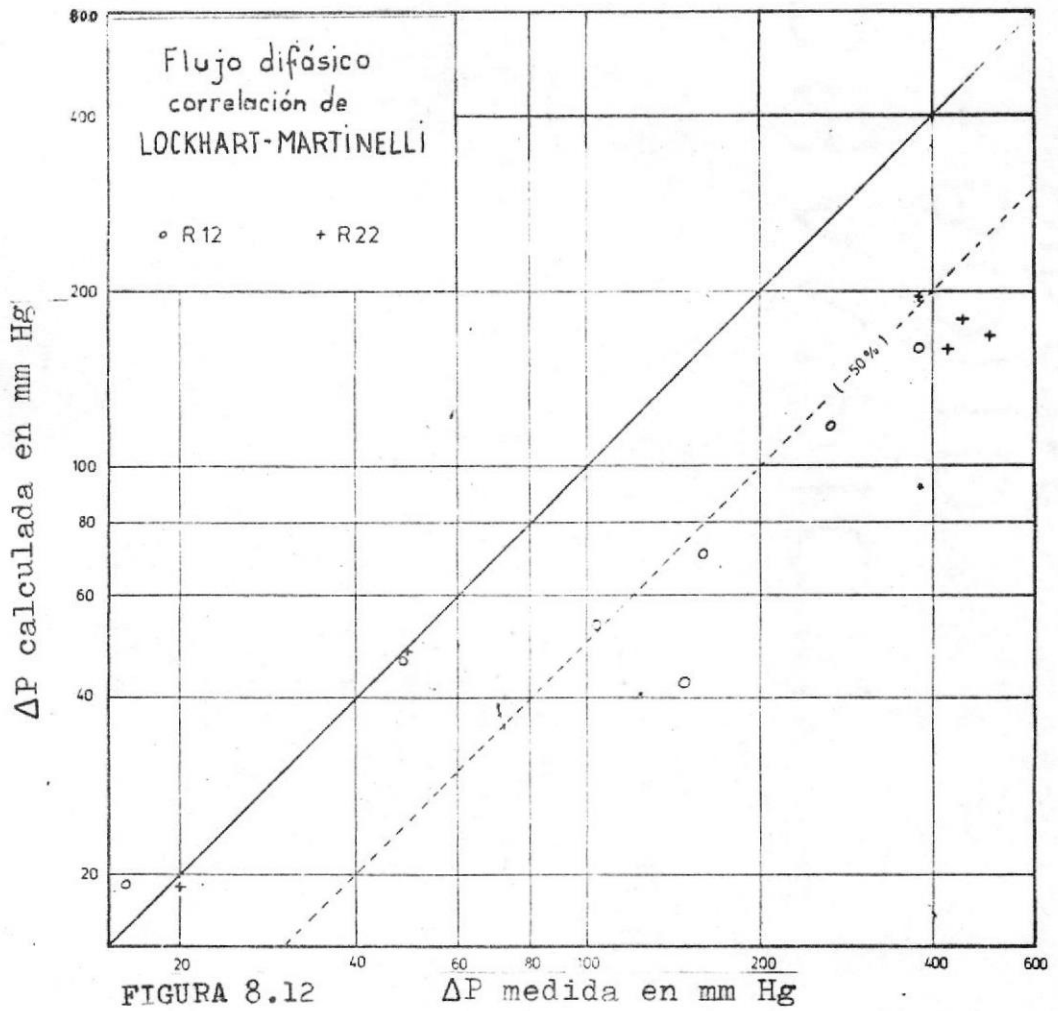
$$x = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_l + \dot{m}_g} = \frac{147}{147 + 8,77} = 0,9436$$

TABLA 8.7.- METODO LOCKHART-MARTINELLI: CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO DIFASICO CON R12-ACEITE

lectura	Fase	t	m	g	Q	V	V ²	Re	f	ΔP_{sig}	χ	ϕ	ϕ^2	ΔP_{df} Caleulada	ΔP_{df} medida	Error Absoluto	Error Relativo	
Nº		°C	kg/h	kg/s	m ³ /s	m/s	m ² /s ²			Pascal				Pascal	mmHg	mmHg	mmHg	%
75	Gas	+10	147	23,9	$1,71 \times 10^{-3}$	11,18	124,49	$3,08 \times 10^5$	0,0144	10793	$5,78 \times 10^{-2}$	1,4	1,96	21154	379	207,9	54,8	
	Líquido Aceite	+15,2	8,77	1067,4	$2,28 \times 10^{-4}$	$1,49 \times 10^{-2}$	$2,23 \times 10^{-4}$	$1,06 \times 10^2$	0,604	36,07	$5,78 \times 10^{-2}$	24,4	595,36	21474	161,1			
55	Gas	0	61,6	17,41	$9,78 \times 10^{-4}$	6,4	40,98	$1,32 \times 10^5$	0,0189	30518	$9,26 \times 10^{-2}$	1,52	2,31	7049	104	50,9	48,9	
	Líquido Aceite	+11,9	2,59	1015,3	$7,09 \times 10^{-7}$	$4,64 \times 10^{-3}$	$2,15 \times 10^{-5}$	13,4	4,77	26,17	$9,26 \times 10^{-2}$	16,45	270,6	7081,6	53,1			
142	Gas	-10	80,78	12,68	$1,77 \times 10^{-3}$	11,58	134,1	$1,78 \times 10^5$	0,016	6825	$8,25 \times 10^{-2}$	1,46	2,13	14537	264,0	147,2	55,7	
	Líquido Aceite	-0,1	2,15	10044	$5,85 \times 10^{-7}$	$3,89 \times 10^{-3}$	$15,13 \times 10^{-6}$	5,45	11,74	46,52	$8,25 \times 10^{-2}$	18,3	334,9	15579	116,7			
147	Gas	-20	36,14	8,97	$1,12 \times 10^{-3}$	7,33	53,73	$8,19 \times 10^4$	0,0187	28404	0,1019	1,56	2,43	5493,0	147	104,6	71,1	
	Líquido Aceite	-13	3,26	1074,3	$8,43 \times 10^{-7}$	$5,52 \times 10^{-3}$	$30,47 \times 10^{-5}$	22,35	2,86	23,51	$8,018 \times 10^{-1}$	15,5	240,25	56,49	4231			
155	Gas	-30	29,38	5,85	$1,315 \times 10^{-3}$	9,13	83,36	$6,8 \times 10^5$	0,0192	2355,2	0,268	2	4	9421	159	88,3	55,5	
	Líquido Aceite	-13	0,77	978,7	$2,2 \times 10^{-7}$	$1,44 \times 10^{-3}$	$2,07 \times 10^{-6}$	193,3	332,12	169,1	0,268	7,4	54,76	9260,5	70,7			
84	Gas	+10	36	24,16	$4,14 \times 10^{-4}$	2,71	7,34	$7,55 \times 10^4$	0,0191	850,2	$1,63 \times 10^{-1}$	1,73	3	2550,6	16	-3,1	-19,3 %	
	Líquido Aceite	+16,8	5,7	1044	$1,52 \times 10^{-6}$	$9,92 \times 10^{-3}$	$9,84 \times 10^{-5}$	73,3	0,87	22,49	$1,63 \times 10^{-1}$	11,3	127,66	2886,5	19,1			
154	Gas	-20	26,75	8,83	$8,4 \times 10^{-4}$	5,5	30,25	$6,05 \times 10^4$	0,0198	1326,6	$3,01 \times 10^{-1}$	2,16	4,65	6168,7	48	2,2	4,5	
	Líquido Aceite	-13,5	1,45	1030,2	$3,91 \times 10^{-7}$	$2,56 \times 10^{-3}$	$6,55 \times 10^{-6}$	0,901	71	120,18	$3,01 \times 10^{-1}$	6,6	43,56	5980	46,2			

TABLA 8.8.-METODO LOCKHART-MARTINELLI: CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO DIFASICO CON R 22 - ACEITE

Lectura	Fase	t	m	ρ	Q	V	V ²	Re	f	ΔP _{lig}	X	φ	φ ²	ΔP _{df} Calculada	ΔP _{df} medida	Error Absoluto	Error Relativo	
Nº	—	°C	kg/h	kg/m ³	m ³ /s	m/s	m ² /s ²	—	—	Pascal	—	—	—	Pascal	mm Hg	mm Hg	mm Hg	%
5	Gas Refrigerante	+10	156,46	27,75	1,57 × 10 ⁻³	10,3	1,06 × 10 ²	3,3 × 10 ⁵	0,0141	10473	0,075	1,54	2,37	24821	195,5	378	184,5	48,2
	Líquido Aceite	+16,5	4,56	971,5	1,3 × 10 ⁻⁶	8,53 × 10 ⁻³	7,29 × 10 ⁻⁵	12,1	5,29	939	0,0950	16,67	277,56	2667				
27	Gas Refrigerante	0	136,64	21,52	1,76 × 10 ⁻³	11,55	1,33 × 10 ²	2,9 × 10 ⁵	0,0147	10588	1,24 × 10 ⁻²	1,13	1,284	16600	167,9	502	334,1	66,5
	Líquido Aceite	+5,5	4,56	981,15	1,29 × 10 ⁻⁶	8,44 × 10 ⁻³	7,12 × 10 ⁻⁵	6,81	9,39	1,65	1,24 × 10 ⁻²	116,7	1,36 × 10 ⁴	2239				
51	Gas Refrigerante	-10	86,8	14,87	1,62 × 10 ⁻³	10,6	113	2,24 × 10 ⁵	0,0153	6450	0,23	1,9	3,61	23280	178,3	452	273,7	60,5
	Líquido Aceite	-2,5	4,14	0,40	1,22 × 10 ⁻⁶	8 × 10 ⁻³	64 × 10 ⁻⁵	2,82	22,7	342,6	0,23	8,3	69,4	23770				
73	Gas Refrigerante	-20	58,8	10,47	1,56 × 10 ⁻²	10,22	104,4	1,42 × 10 ⁵	0,0168	4609	0,309	2,15	4,62	21300	159	425	266	62,5
	Líquido Aceite	-15,8	2,04	981,5	5,8 × 10 ⁻⁷	3,78 × 10 ⁻³	1,43 × 10 ⁻⁵	0,512	125	439,8	0,309	6,5	42,25	18600				
95	Gas Refrigerante	-30	32,43	6,7	1,3 × 10 ⁻³	8,55	98	8,5 × 10 ⁴	0,0185	23410	0,1975	1,833	3,34	78189	571,9	296	-275,9	93
	Líquido Aceite	-22,3	1,02	969,8	2,9 × 10 ⁻⁷	1,92 × 10 ⁻³	3,68 × 10 ⁻⁶	6,28 × 10 ⁻²	1,02 × 10 ³	911	0,1975	9,15	83,72	76760				
22	Gas Refrigerante	+10	391	28,33	3,83 × 10 ⁻⁴	2,51	6,3	8,1 × 10 ⁴	0,0189	846,34	0,166	1,73	3	2539	19	20	1	5
	Líquido Aceite	+11,3	4,56	1026,6	1,23 × 10 ⁻⁶	8,05 × 10 ⁻³	6,48 × 10 ⁻⁵	45,7	1,4	23,36	0,166	11	121	2826				
128	Gas Refrigerante	-10	28,6	14,76	5,38 × 10 ⁻⁴	3,52	12,4	7,4 × 10 ⁴	0,0191	876,3	0,6	2,79	7,78	6815	48	49	1	2
	Líquido Aceite	-3,7	3,74	1006	1,03 × 10 ⁻⁶	6,74 × 10 ⁻³	4,54 × 10 ⁻⁵	2,32	27,6	316,3	0,6	4,5	20,25	6405				



d) Determinación de la velocidad másica total.-

$$L' = \frac{m_L}{S_i} = \frac{8,77}{(1,5276) \times (10^{-4}) \times (3600)} = 15,94 \text{ (Kg/m}^2\text{, s)}$$

$$G' = \frac{m_G}{S_i} = \frac{147}{(1,5276) \times (10^{-4}) \times (3600)} = 267,27 \text{ (Kg/m}^2\text{, s)}$$

Estas son las velocidades másicas de las fases líquida y gaseosa respectivamente, la suma de estas velocidades será

$$M = L' + G' = 15,94 + 267,27 = 283,21 \text{ (Kg/m}^2\text{, s)}$$

e) Determinación del número de Reynolds del aceite (fase líquida).- Aplicando la relación 6.23

$$Re_L = \frac{\mu(1-x) di}{\mu_L} = \frac{283,21 (1-0,9436) \times (1,395) \times (10^{-2})}{(2,1) \times (10^{-3})} = 106,1$$

f) Determinación del número de Froude del aceite (fase líquida) .- Aplicando la relación 6.22

$$Fr_L = \frac{M^2(1-x)^2}{\rho_L^2 g_0 di} = \frac{(283,21)^2 (1-0,9436)^2}{(1067,4) \times (9,81) \times (1,395) \times (10^{-2})}$$

$$Fr_L = (1,64) \times (10^{-3})$$

g) Determinación del parámetro de flujo difásico introducido por Chawla-Gauler.- Aplicando la relación 6.21

$$\beta = 9,1 \frac{1-x}{x} (Re_L Fr_L)^{-1/6} \pi^{-0,9} \Theta^{-0,5}$$

$$\beta = 9,1 \frac{1-0,9436}{0,9436} \left[(106,1) \times (1,64) \times (10^{-3}) \right]^{-1/6} (44,66)^{-0,9} (173,5)^{-0,5}$$

$$\beta = (1,82) \times (10^{-3})$$

h) Determinación de la caída de presión difásica.- Aplicando finalmente la correlación 6.20

$$\frac{\Delta P_{df}}{\Delta L} = \frac{0,361}{\left(\frac{M di}{\mu_L} \right)^{1/4}} \frac{M^2 x^{3/4}}{2 di \rho_L g} \left(1 + \frac{1-x}{x \beta \pi} \right)^{19/8}$$

$$\frac{\Delta P_{df}}{\Delta L} = \frac{0,361}{\left[\frac{(283,21) \times (1,395) \times (10^{-2})}{(1,21) \times (10^{-3})} \right]^{1/4}} \frac{(283,21)^2 (0,9436)^{3/4}}{(2) \times (1,395) \times (10^{-2}) \times (23,9)} \times \left[1 + \frac{(1-0,9436)}{0,9436 - (1,82) \times (10^{-3}) \times (44,66)} \right]^{19/8}$$

$$\Delta P_{df} = 38300 \text{ (Pascal)} = 270 \text{ mm Hg} *$$

8.10.5.- Cálculo de error absoluto y error relativo: método Chawla-Gauler.- La lectura No. 75 correspondiente a la caída de presión nos dió el siguiente resultado:

$$\Delta P \text{ medida} = 379 \text{ mm Hg}$$

$$- \text{Error absoluto} = \Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada} = 379 - 270 = 109 \text{ mm Hg}$$

$$- \text{Error relativo} = \frac{\Delta P \text{ medida} - \Delta P \text{ calculada}}{\Delta P \text{ calculada}} = \frac{379 - 270}{270} = 28,6\%$$

* 1 Pascal = 1 N/m² = 7,5 x 10⁻³ mm Hg.

TABLA 8.9 : METODO CHAWLA-GAULER : CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO DIFASICO CON R12 - ACEITE

Lectura	Nº	72	73	74	75	76	77	78	79	80	82	83	84	89	121	122	123	124	125	126	127	128	129	130	131	132	133	134	135	136	137	138	139	140	141	142	143	144	145	146	147	148	149	150	151	152	153	154	155	156	157	158	159	160	161	162	163	164	165	166	167	168	169	170	171	172	173	174	175	176	177	178	179	180	181	182	183	184	185	186	187	188	189	190	191	192	193	194	195	196	197	198	199	200																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																											
ΔP medida	mm Hg	190	245	315	379	426	460	495	529	563	597	631	665	699	733	767	801	835	869	903	937	971	1005	1039	1073	1107	1141	1175	1209	1243	1277	1311	1345	1379	1413	1447	1481	1515	1549	1583	1617	1651	1685	1719	1753	1787	1821	1855	1889	1923	1957	1991	2025	2059	2093	2127	2161	2195	2229	2263	2297	2331	2365	2399	2433	2467	2501	2535	2569	2603	2637	2671	2705	2739	2773	2807	2841	2875	2909	2943	2977	3011	3045	3079	3113	3147	3181	3215	3249	3283	3317	3351	3385	3419	3453	3487	3521	3555	3589	3623	3657	3691	3725	3759	3793	3827	3861	3895	3929	3963	3997	4031	4065	4099	4133	4167	4201	4235	4269	4303	4337	4371	4405	4439	4473	4507	4541	4575	4609	4643	4677	4711	4745	4779	4813	4847	4881	4915	4949	4983	5017	5051	5085	5119	5153	5187	5221	5255	5289	5323	5357	5391	5425	5459	5493	5527	5561	5595	5629	5663	5697	5731	5765	5799	5833	5867	5901	5935	5969	6003	6037	6071	6105	6139	6173	6207	6241	6275	6309	6343	6377	6411	6445	6479	6513	6547	6581	6615	6649	6683	6717	6751	6785	6819	6853	6887	6921	6955	6989	7023	7057	7091	7125	7159	7193	7227	7261	7295	7329	7363	7397	7431	7465	7499	7533	7567	7601	7635	7669	7703	7737	7771	7805	7839	7873	7907	7941	7975	8009	8043	8077	8111	8145	8179	8213	8247	8281	8315	8349	8383	8417	8451	8485	8519	8553	8587	8621	8655	8689	8723	8757	8791	8825	8859	8893	8927	8961	8995	9029	9063	9097	9131	9165	9199	9233	9267	9301	9335	9369	9403	9437	9471	9505	9539	9573	9607	9641	9675	9709	9743	9777	9811	9845	9879	9913	9947	9981	10015	10049	10083	10117	10151	10185	10219	10253	10287	10321	10355	10389	10423	10457	10491	10525	10559	10593	10627	10661	10695	10729	10763	10797	10831	10865	10899	10933	10967	11001	11035	11069	11103	11137	11171	11205	11239	11273	11307	11341	11375	11409	11443	11477	11511	11545	11579	11613	11647	11681	11715	11749	11783	11817	11851	11885	11919	11953	11987	12021	12055	12089	12123	12157	12191	12225	12259	12293	12327	12361	12395	12429	12463	12497	12531	12565	12599	12633	12667	12701	12735	12769	12803	12837	12871	12905	12939	12973	13007	13041	13075	13109	13143	13177	13211	13245	13279	13313	13347	13381	13415	13449	13483	13517	13551	13585	13619	13653	13687	13721	13755	13789	13823	13857	13891	13925	13959	13993	14027	14061	14095	14129	14163	14197	14231	14265	14299	14333	14367	14401	14435	14469	14503	14537	14571	14605	14639	14673	14707	14741	14775	14809	14843	14877	14911	14945	14979	15013	15047	15081	15115	15149	15183	15217	15251	15285	15319	15353	15387	15421	15455	15489	15523	15557	15591	15625	15659	15693	15727	15761	15795	15829	15863	15897	15931	15965	16000	16034	16068	16102	16136	16170	16204	16238	16272	16306	16340	16374	16408	16442	16476	16510	16544	16578	16612	16646	16680	16714	16748	16782	16816	16850	16884	16918	16952	16986	17020	17054	17088	17122	17156	17190	17224	17258	17292	17326	17360	17394	17428	17462	17496	17530	17564	17598	17632	17666	17700	17734	17768	17802	17836	17870	17904	17938	17972	18006	18040	18074	18108	18142	18176	18210	18244	18278	18312	18346	18380	18414	18448	18482	18516	18550	18584	18618	18652	18686	18720	18754	18788	18822	18856	18890	18924	18958	18992	19026	19060	19094	19128	19162	19196	19230	19264	19298	19332	19366	19400	19434	19468	19502	19536	19570	19604	19638	19672	19706	19740	19774	19808	19842	19876	19910	19944	19978	20012	20046	20080	20114	20148	20182	20216	20250	20284	20318	20352	20386	20420	20454	20488	20522	20556	20590	20624	20658	20692	20726	20760	20794	20828	20862	20896	20930	20964	21000	21034	21068	21102	21136	21170	21204	21238	21272	21306	21340	21374	21408	21442	21476	21510	21544	21578	21612	21646	21680	21714	21748	21782	21816	21850	21884	21918	21952	21986	22020	22054	22088	22122	22156	22190	22224	22258	22292	22326	22360	22394	22428	22462	22496	22530	22564	22598	22632	22666	22700	22734	22768	22802	22836	22870	22904	22938	22972	23006	23040	23074	23108	23142	23176	23210	23244	23278	23312	23346	23380	23414	23448	23482	23516	23550	23584	23618	23652	23686	23720	23754	23788	23822	23856	23890	23924	23958	23992	24026	24060	24094	24128	24162	24196	24230	24264	24298	24332	24366	24400	24434	24468	24502	24536	24570	24604	24638	24672	24706	24740	24774	24808	24842	24876	24910	24944	24978	25012	25046	25080	25114	25148	25182	25216	25250	25284	25318	25352	25386	25420	25454	25488	25522	25556	25590	25624	25658	25692	25726	25760	25794	25828	25862	25896	25930	25964	26000	26034	26068	26102	26136	26170	26204	26238	26272	26306	26340	26374	26408	26442	26476	26510	26544	26578	26612	26646	26680	26714	26748	26782	26816	26850	26884	26918	26952	26986	27020	27054	27088	27122	27156	27190	27224	27258	27292	27326	27360	27394	27428	27462	27496	27530	27564	27598	27632	27666	27700	27734	27768	27802	27836	27870	27904	27938	27972	28006	28040	28074	28108	28142	28176	28210	28244	28278	28312	28346	28380	28414	28448	28482	28516	28550	28584	28618	28652	28686	28720	28754	28788	28822	28856	28890	28924	28958	28992	29026	29060	29094	29128	29162	29196	29230	29264	29298	29332	29366	29400	29434	29468	29502	29536	29570	29604	29638	29672	29706	29740	29774	29808	29842	29876	29910	29944	29978	30012	30046	30080	30114	30148	30182	30216	30250	30284	30318	30352	30386	30420	30454	30488	30522	30556	30590	30624	30658	30692	30726	30760	30794	30828	30862	30896	30930	30964	31000	31034	31068	31102	31136	31170	31204	31238	31272	31306	31340	31374	31408	31442	31476	31510	31544	31578	31612	31646	31680	31714	31748	31782	31816	31850	31884	31918	31952	31986	32020	32054	32088	32122	32156	32190	32224	32258	32292	32326	32360	32394	32428	32462	32496	32530	32564	32598	32632	32666	32700	32734	32768	32802	32836	32870	32904	32938	32972	33006	33040	33074	33108	33142	33176	33210	33244	33278	33312	33346	33380	33414	33448	33482	33516	33550	33584	33618	33652	33686	33720	33754	33788	33822	33856	33890	33924	33958	33992	34026	34060	34094	34128	34162	34196	34230	34264	34298	34332	34366	34400	34434	34468	34502	34536	34570	34604	34638	34672	34706	34740	34774	34808	34842	34876	34910	34944	34978	35012	35046	35080	35114	35148	35182	35216	35250	35284	35318	35352	35386	35420	35454	35488	35522	35556	35590	35624	35658	35692	35726	35760	35794	35828	35862	35896	35930	35964	36000	36034	36068	36102	36136	36170	36204	36238	36272	36306	36340	36374	36408	36

TABLA 8.10.- METODO CHAWLA - GAULER: CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO DIFASICO CON R22 - ACEITE

Lectura	Nº	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	22	24	25	26	27	29	31	32	33	35	36
ΔP medida	mm Hg	143	143	281	378	41	118,5	183	236	46	65	79	108,5	12	14,5	19	20	186,5	247	391	502	107	166	246	287	54	62				
ΔP calcul.	mm Hg	103,9	137	170,9	345	60,3	52,6	132,7	185	30,4	40,5	45,4	91,5	8,6	11,8	18,1	18,7	127,9	140	232,5	429,6	74,4	102,7	169,3	243,2	40,2	42,8				
Error abs.	mm Hg	39,1	55	110,1	33	30,7	65,9	50,3	51,7	15,6	24,5	33,6	17,0	3,4	2,7	9,9	1,3	58,6	107	158,5	72,4	32,6	63,3	76,7	43,8	13,8	21,2				
Error rel.	%	27,3	28,6	39,1	8,7	33,7	55,5	27,5	21,6	3,4	37,6	42,5	15,6	27,7	18,9	4,4	6,5	31,1	43,2	40,5	14,4	30,4	38,1	31,0	15,2	25,5	30,9				

Lectura	Nº	37	38	40	41	42	43	64	64	45	46	116	117	51	53	54	122	123	58	126	60	128	70	71	72	73	75	
ΔP medida	mm Hg	118	166	11	14,5	24	26	240	261	261	361,5	138	192	284	452	65	92	151	208	13	19	31	49	110	201	346	425	47
ΔP calculo	mm Hg	68,6	106,5	9,9	12,4	20,9	39,1	132,7	153,8	198,4	84,6	113,4	182	370,2	43,3	56,3	97,4	183,6	11,8	16,4	28,9	49,6	78	103,3	184,6	224,6	34,3	
Error Absol.	mm Hg	41,4	-20,5	1,1	2,1	3,1	-6,1	107,3	107,2	162,6	53,4	78,6	102	81,8	21,7	35,7	53,6	44,4	1,2	3,0	2,1	-0,6	32	97,7	161,4	198,4	12,7	
Error Relat.	%	41,8	-12,3	9,9	14,6	12,7	-23,5	46,7	41	45,1	38,6	40,9	35,9	18	33,4	38,8	35,4	21,3	7,3	13,5	6,8	-1,1	29	48,6	46,6	46,6	26,9	

Lectura	Nº	76	77	78	82	83	84	86	87	89	94	95	97	98	99	101	102	103
ΔP medida	mm Hg	88	160	241	101	150	168	12	19	54	167	276	40	83	181	17	33	54
ΔP calculo	mm Hg	50,7	66,4	139,4	39,4	87,8	104,8	9,3	11,5	39,6	82,9	149	32,6	49,8	81,8	15,6	24,4	42,1
Error Absol.	mm Hg	37,3	93,6	101,6	61,6	62,2	63,2	2,7	7,5	14,4	84,1	147	7,4	43,2	77,2	1,4	8,6	11,9
Error Relat.	%	42,4	58,5	42,1	60,9	41,4	37,5	21,9	37,6	26,7	50,3	47,6	18,5	40,0	54,7	8,1	26,0	21,9

8.10.6.- Análisis comparativo de los resultados experimentales y los resultados teóricos en flujo difásico con el método Chawla-Gauler.- Los resultados medidos y calculados son representados en la figura 8.13. De esta figura se puede observar que la mayor parte de los puntos caen en la zona de 25% a 50% de error relativo, encontrándose además ciertos puntos que están ubicados en la zona entre 10 y 25%, pero por otra parte hay una dispersión muy grande en algunos puntos; los cuales son relativamente pocos **, de esta apreciación gráfica se puede sacar en conclusión que el empleo de esta correlación es bastante aceptable para este tipo de flujo difásico.

***/**

* Esto se justifica a causa de la inexactitud en la determinación de las condiciones del aceite.

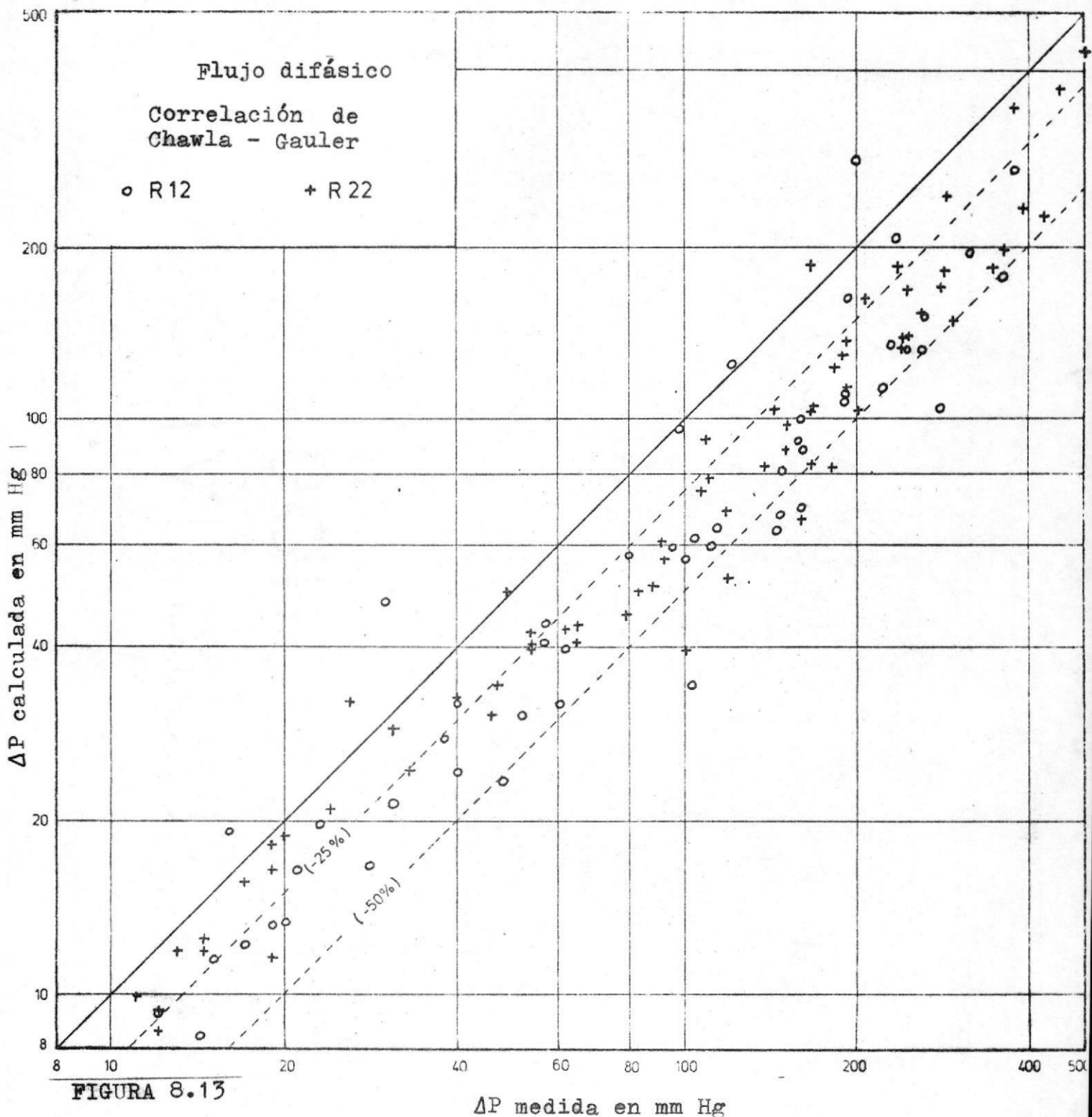


FIGURA 8.13

ΔP medida en mm Hg

C A P I T U L O IX

Conclusiones y recomendaciones.— Se ha confirmado experimentalmente que las caídas de presión en los conductos de aspiración de las Plantas Frigoríficas aumentan en proporciones muy grandes cuando hay arrastre de aceite por parte del refrigerante.

Las mediciones efectuadas en un conducto de cobre de 15,95 mm (5,8") nos muestran que éllas deben ser multiplicadas por un factor comprendido entre 2 y 10 (y algunas veces mayor de 10). Una correlación simple fue deducida para determinar este factor en función del caudal de aceite en circulación y de la temperatura de saturación en el caso R12 y R22.

Los resultados experimentales han sido comprobados por las caídas de presión calculadas por medio de dos correlaciones utilizadas en el caso de flujos difásicos.

Tomando en consideración la inexactitud con que ha sido estimada la viscosidad de la mezcla aceite-refrigerante en el tubo; se puede aceptar que la correlación Chawla-Gauler dá resultados comparables a los nuestros.

Los resultados presentados y su influencia en la determinación de dimensiones correctas de los conductos de aspiración justifican un estudio mas completo del problema de manera a que se establezca una o varias correlaciones que permitan considerar no solamente los diferentes refrigerantes y aceites utilizados sino tambien el diámetro de los conductos, su orientación y su influencia del recalentamiento. Por lo tanto se debe continuar las investigaciones experimentales en este campo.

Disposiciones especiales se recomienda adoptar en lo referente:

- a) A la forma de desplazamiento del aceite en el montaje, con el fin de evitar la disminución progresiva del aceite inyectado, esto a causa de la dilución en este aceite de una parte del refrigerante gaseoso que asegura la propulsión *.
- b) A la determinación de la viscosidad del aceite cargado de refrigerante que circula en el tubo sería conveniente que los fabricantes de compresores y separadores de aceite estén en condiciones de proporcionar informaciones mas completas acerca de caudales de aceite en circulación a los diferentes regímenes de funcionamiento de estos dispositivos.

***/**

C A P I T U L O X

ANEXO No.1

10.1.- Determinaciones de la viscosidad del aceite.-

10.1.1.- Objeto de la manipulación.- El objeto de efectuar esta manipulación es con el fin de determinar para diferentes temperaturas el coeficiente de viscosidad dinámica del aceite de base nafténica conocido comercialmente como Hiemaline 100.

10.1.2.- Método utilizado: Método de aspiración.- Se aspira el líquido en un tubo limpio y calibrado, midiendo el tiempo de aspiración se tiene μ por medio de la fórmula:

$$\mu = K (H\varrho - h\varrho') t' \quad (10.1)$$

siendo:

- μ = Viscosidad buscada en poise
- K = Constante de calibración a la aspiración
- H = Depresión motriz constante en cm. de agua
- h = Contra presión promedio del líquido en cm. de agua
- ϱ = Densidad del líquido en g/cm
- ϱ' = Densidad del agua en g/cm
- t' = Tiempo de llenado en segundo entre las dos marcas extremas del tubo.

10.1.3.- Precauciones a tomar.- Se debe tomar $t' > 180$ segundos para tener buenas mediciones.

- Para altas temperaturas tomar tubos de diámetros mas pequeños.

10.1.4.- Descripción del dispositivos experimentales.- El dispositivo experimental mostrado en la figura 10.1 consta de:

- 1.- Un baño termostático con:
 - a) Un evaporador que absorbe pernamente calorías.
 - b) Una resistencia de calentamiento que sirve para mantener una temperatura constante.
- 2.- Un sistema de aspiración del aceite constituido por una trompa de agua (especie de venturi) controlable por nivel de agua con desprendimiento de burbujas.
- 3.- El dispositivo viscosimétrico está compuesto de un recipiente de aceite, donde se sumerge el tubo viscosimétrico así como un termómetro.
- 4.- Un dispositivo de lavado y secado de los tubos con alcohol y aire comprimido.
- 5.- Un regulador de temperatura constituido por un termómetro de contacto que acciona la resistencia de calentamiento.
 - Si la temperatura aumenta el mercurio del termómetro sube y entra en contacto con el alambre que acciona un relay cortando la calefacción ejecutada -- por la resistencia de calentamiento.
 - Si la temperatura disminuye el mercurio corta la calefacción.

10.1.5.- Modo de operación.-

- 1.- Selección de dos temperaturas: caliente y fria.
- 2.- Selección de tubos apropiados al aceite y a las -- temperaturas de operación.

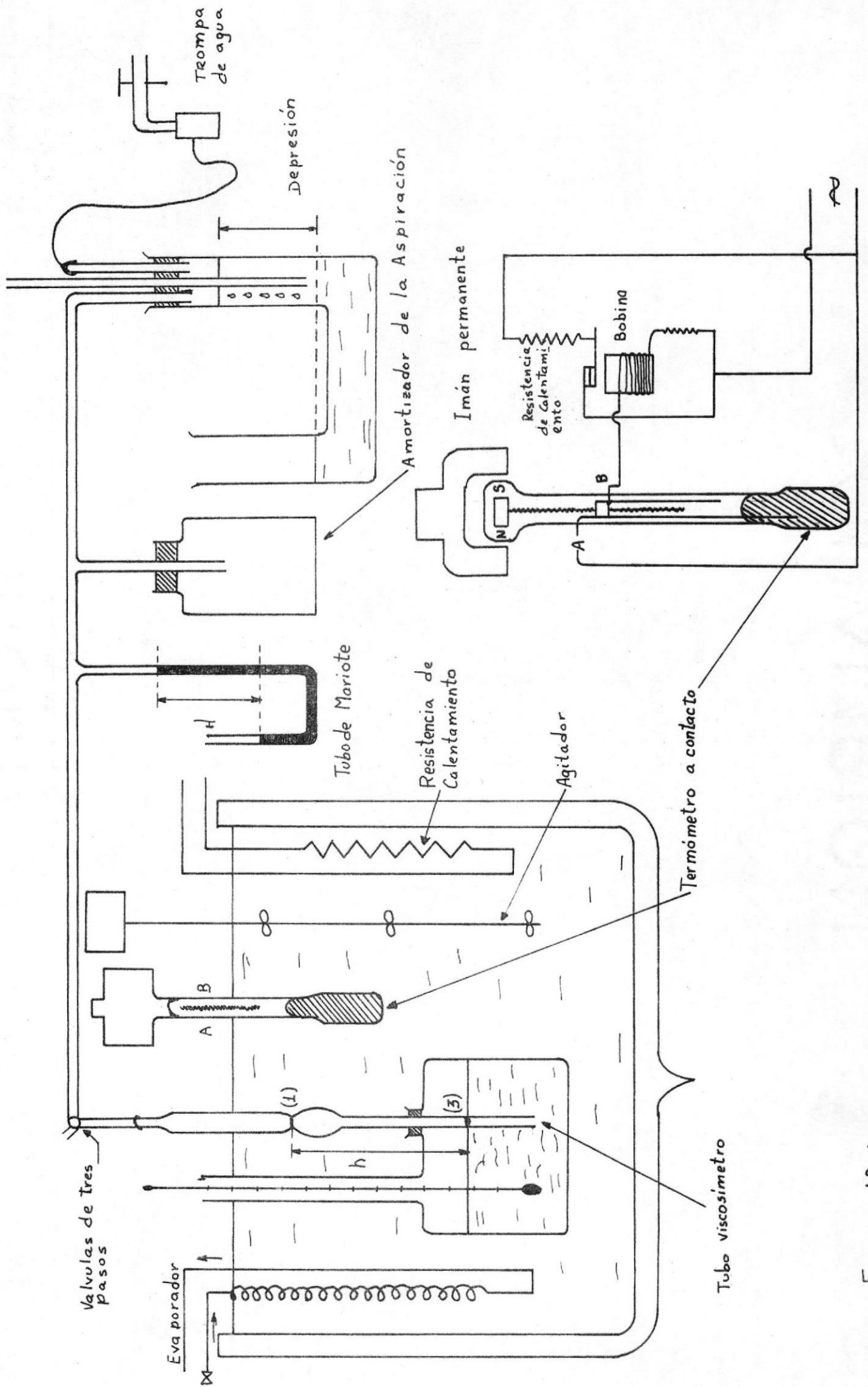


Figura 10.1

TABLA 10.1

Lectura	Número del tubo	k	h	Corrección	h _c	H	ρ	ρ'	t	θ	T	$1/T$	M
N ^o	—	—	cm	mm	cm	cm	g/cm ³	g/cm ³	Seg	°C	°K	°K ⁻¹	poise
1	2126	0,0001896	13,57	4 Encima	13,97	52	0,8963	1	231,5	+ 19,9	292,9	0,003414	1,73
2	2126	0,0001896	13,57	4 Encima	13,97	46,6	0,8963	1	258	+ 19,7	292,7	0,003416	1,667
3	2126	0,0001896	13,57	2 Encima	13,77	46,5	0,9123	1	460	+ 12	285	0,00350	2,96
4	3165	0,0009131	13,75	Nula	13,75	47,3	0,9649	1	180	+ 6,3	279,3	0,00358	5
5	3165	0,0009131	13,75	2 Encima	13,95	48,5	0,907	1	222,5	+ 2,5	275,5	0,00363	7,28
6	3165	0,0009131	13,75	2 Encima	13,95	48,3	0,9086	1	288	+ 0,3	273,3	0,00366	9,37
7	3165	0,0009131	13,75	2 Encima	13,95	47,5	0,911	1	454	- 4	269	0,00371	14,42
8	3165	0,0009131	13,75	2,5 Encima	14,00	48,5	0,9123	1	550	- 6	267	0,00375	17,94
9	3193	0,002981	13,61	2,5 Encima	13,86	48,7	0,9155	1	304,5	- 11	262	0,00381	32,69
10	3193	0,002981	13,61	Nula	13,61	48,4	0,9214	1	1151,5	- 20,8	252,4	0,00396	123,09
11	3193	0,002981	13,61	Nula	13,61	48	0,9243	1	2395	- 24,9	248,1	0,00403	252,88

- 3.- Limpieza con tricloroetileno y alcohol, luego soplado con aire comprimido.
- 4.- Regular la aspiración con la válvula de depresión de manera un burbujeo correcto.
- 5.- Medir la altura manométrica H' .
- 6.- Sumergir el tubo viscosimétrico en el baño y esperar el equilibrio de temperatura.
- 7.- Aspirar el aceite con la ayuda de válvulas de tres - pasos.
- 8.- Cronometrar los tiempos de pasaje delante de las marcas.
- 9.- Hacer otra vez estas mediciones para cada aceite y - temperatura.
- 10.- Construir $M = f(t)$ a partir de la fórmula 10.1 en la tabla 10.1 damos los valores obtenidos y en la figura 10.2 la representación gráfica de estos valores. Por otra parte adjuntamos la figura 10.3 que nos re--presenta la curva de la densidad de la Hiemaline con - respecto a la temperatura determinada en el Laborato-rio de Refrigeración del Institut Francais du Froid In-dustriel.

***/**

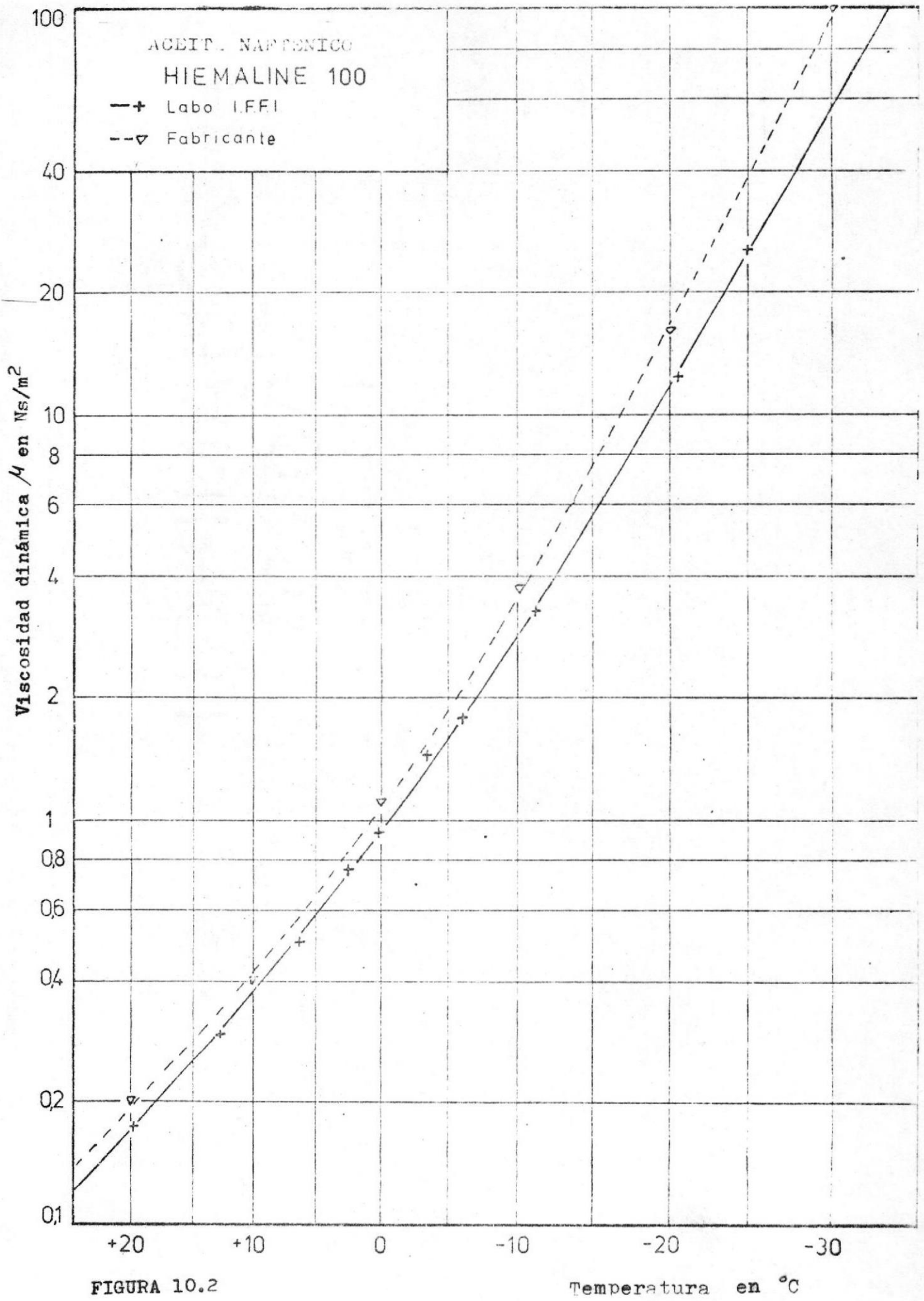
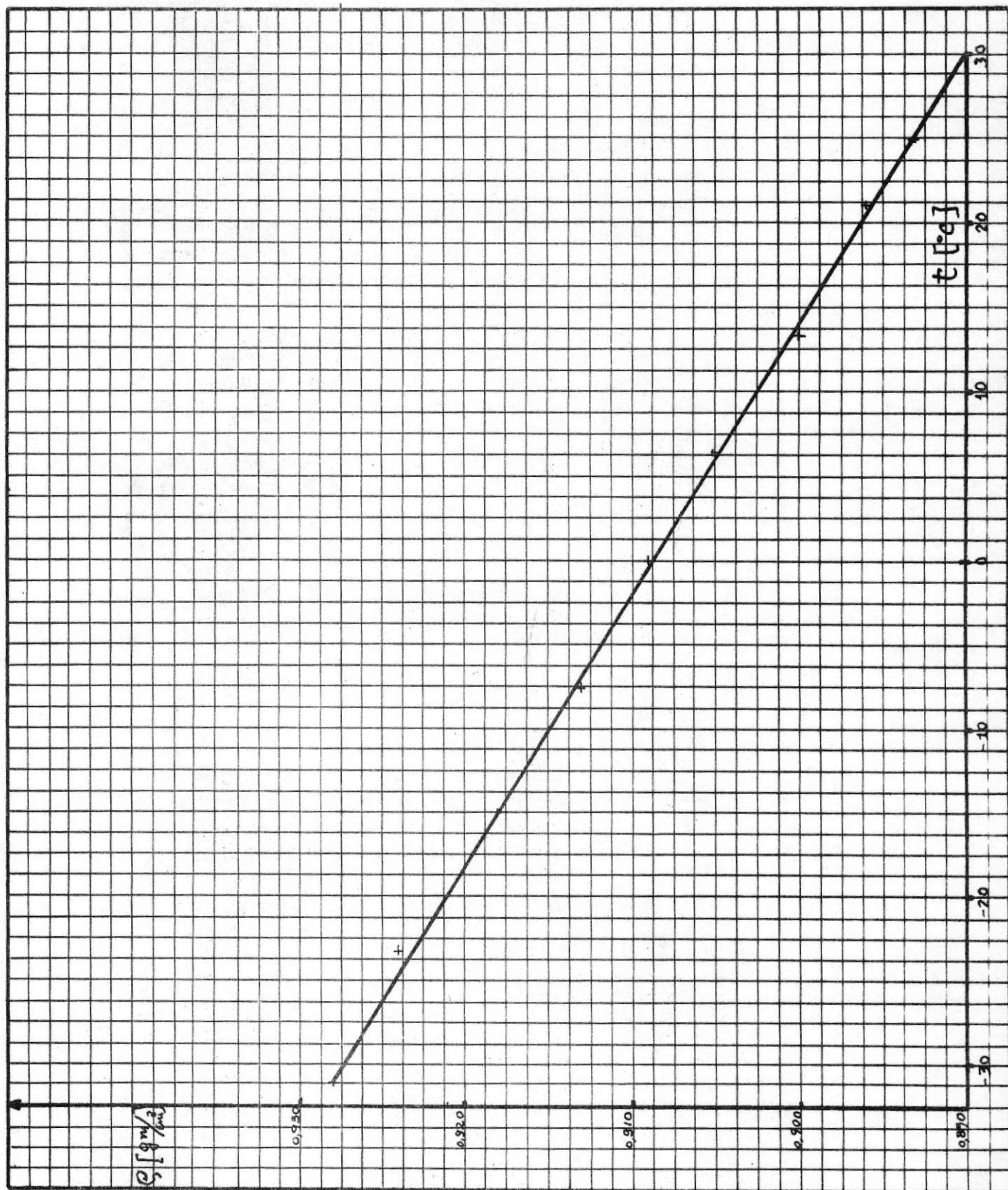


FIGURA 10.3-CURVA DE LA DENSIDAD DEL ACEITE NAFTENICO HIEHALINE 100



ANEXO No. 2

10.2.- Confección y Calibración de termocuplas.-

10.2.1.- Objeto de la manipulación.- Confeccionar y calibrar termocuplas para obtener la curva de la temperatura en función de la fuerza electromotriz* (f.e.m.) - leída con la ayuda de un galvanómetro.

10.2.2.- Principio de la manipulación.- El principio de la manipulación está basado en la aplicación del efecto termoeléctrico de Seebeck. Este efecto consiste en la aparición de una fuerza electromotriz en un circuito -- constituido por un conductor A a las extremidades del cual son soldados dos conductores de naturaleza diferente B, estos son acoplados a un galvanómetro G. Una de las extremidades soldadas es mantenida a temperatura -- constante, la fuerza electromotriz aparece cuando la otra extremidad está a una temperatura diferente.

La f. e. m. creada es función de la diferencia de temperatura entre los extremos soldados.

10.2.3.- Método de medición.-

e) Regulación de potenciómetro.- El aparato utilizado posee un dispositivo que permite

utilizarlo con la extremidad soldada fría a una temperatura cualquiera desplazando la escala del galvanómetro cuando se utiliza el hielo como temperatura de referencia se debe comprobar la posición del cero y reajustarla si acaso hay necesidad, actuando sobre el dispositivo a fricción desplazando la escala.

b) Calibración del rotámetro.- Para regular la corriente se dispone de dos resistencias fijas y de un reostato, accionando sobre estas resistencias se lleva la aguja del galvanómetro hasta el cero: el galvanómetro no es atravesado por ninguna corriente, el circuito acumulador, las resistencias y el circuito de la pila patrón son equilibrados**

10.2.4.- Confección de la termocupla.- La termocupla es confeccionada con dos hilos de cobre y uno de constantán de la misma longitud (por ejemplo: 1 m) y de 3/10 mm., luego son soldadas las dos extremidades.

10.2.5.- Medición del punto de congelación.- Con la ayuda de un vaso Dewar - se enfría la probeta de

mercurio por medio de un baño de nieve carbónica en el alcohol que se encuentra en el vaso Dewar y se mide aproximadamente cada minuto la f.e.m. en el galvanómetro del potenciómetro. Se observa para los valores de f.e.m.;

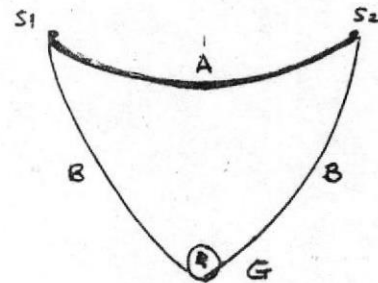
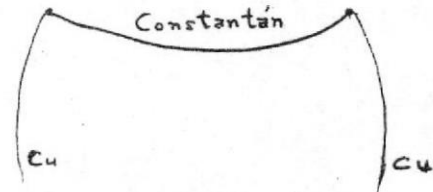


FIGURA 10.4.- Efecto Seebeck.



* En milivoltios (mV).

** Observaciones: a) al principio de esta calibración una corriente muy grande puede atravesar el galvanómetro provocando una desviación brutal del mismo, conviene por lo tanto apoyar con toques breves sobre el botón GA estableciendo el circuito del galvanómetro b) La tensión en los bornes del acumulador estando en posibilidad de variar es necesario probar periódicamente la calibración.

un nivel en el cual la temperatura se mantiene constante: el enfriamiento provocado por una adición de nieve carbónica es compensada por el desprendimiento de calor que acarrea la congelación del mercurio cuando todo el mercurio es solidificado, la temperatura comienza nuevamente a decrecer, igualmente el valor de f.e.m. en el momento -- que se deja recalentar este sistema A 38,9 °C se observa el mismo nivel para la fusión del mercurio.

10.2.6.- Medición del punto de fusión del hielo.- La extremidad soldada de temperatura variable es entonces colocada en un baño de hielo raspado. La temperatura de 0°C y permanece hasta fusión completa del hielo donde la f.e.m. nos debe indicar 0 mV.

10.2.7.- Medición entre 0 y 100°C.- Con la ayuda de una resistencia de calentamiento se suministra calor al agua contenida en el recipiente (R₂), la temperatura se eleva, su evolución es seguida con la ayuda de un termómetro con una escala de 1/10 de grado, e igualmente a aquella de la fuerza electromotriz engendrada, aproximadamente cada 10

10.2.8.- Dispositivo experimental.- El dispositivo experimental está representado en la figura 10.5 y consta de:

- Un potenciómetro
- Dos hilos de cobre y uno de constantan de igual longitud soldados en sus extremidades.
- Un recipiente que contiene hielo raspado. (R₁)
- Un recipiente que contiene agua, un termómetro, un agitador y una resistencia de calentamiento.
- Un transformador variable de corriente .

10.2.9.- Resultados obtenidos.- Los resultados obtenidos son dados a continuación en la tabla 10.2 y son representados en la figura 10.6

TABLA 10.2

f.e.m.en mV	0,96	0,88	0,77	0,65	0,54	0,39	0,29	0,19
t en 0 °C	+ 25	+22,8	+20,3	+17,2	+14,3	+10,7	+7,9	+5,3

f.e.m.en mV	0,08	0	-0,09	-0,28	-0,54	-0,77	-0,97	-1,19	-1,36
t en 0 °C	+2,4	0	-2,5	- 8	-15,8	-21,3	-26,8	-33,7	-33,8

***/**

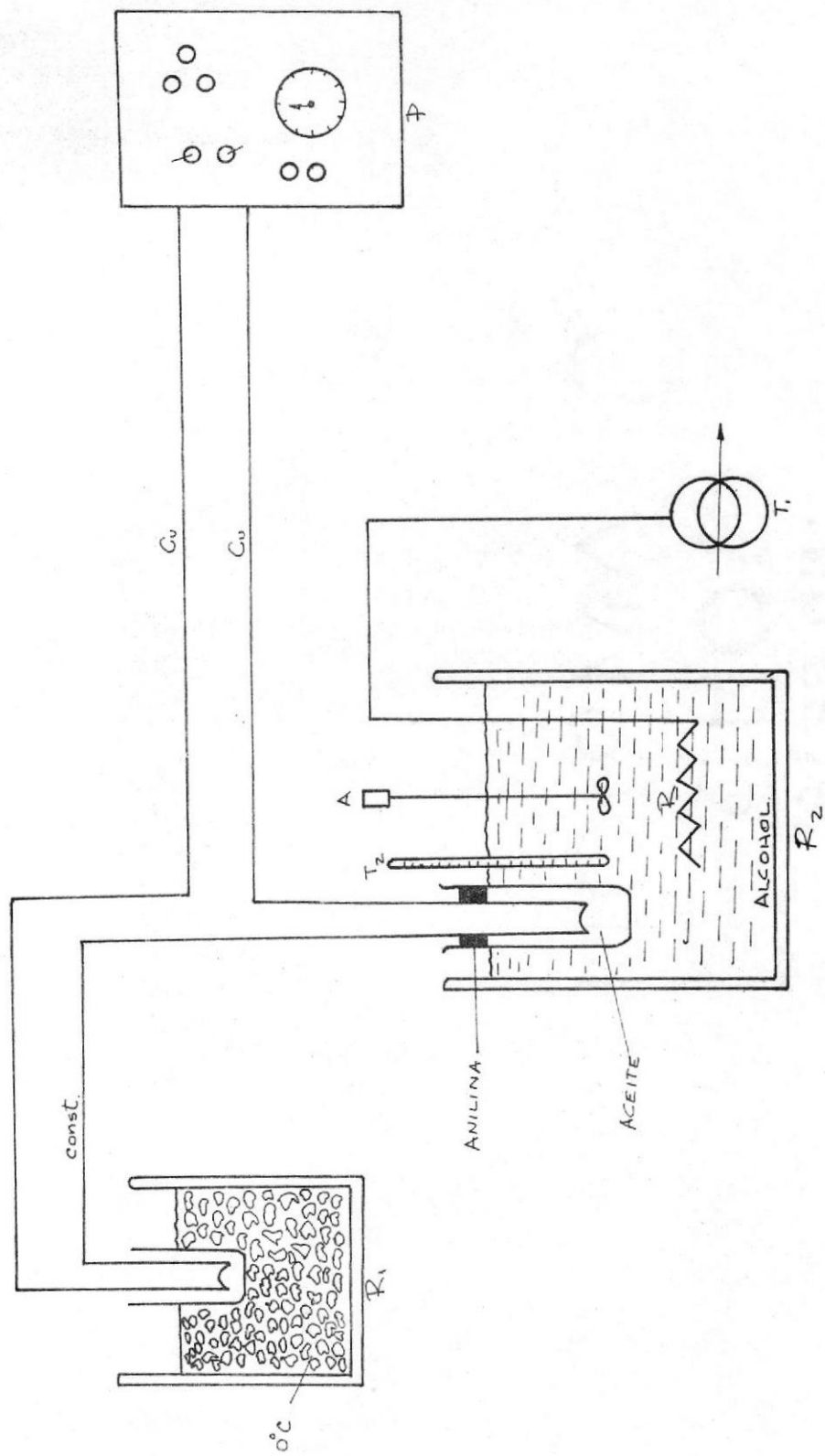
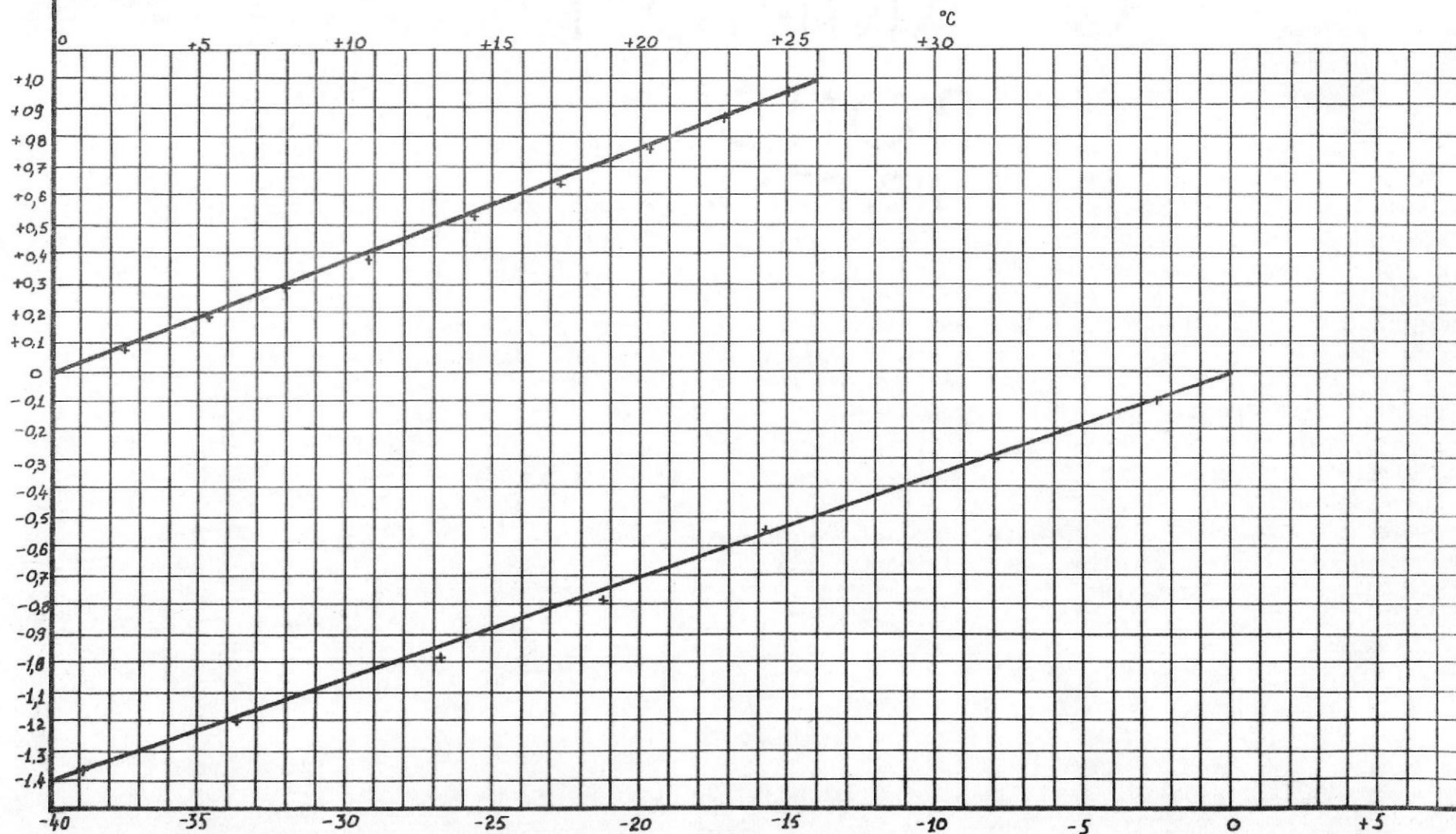


FIGURA.- 10.5

FIGURA 10.6.- CURVA DE CALIBRACION DE TERMOCUPLAS Cu-Constantán



ANEXO No. 3

10.3.- Calibración del manovacuómetro metálico de verificación

10.3.1.- Objeto de la manipulación.- Calibrar el manovacuómetro utilizando un manómetro a columna de mercurio con el fin de determinar una curva de corrección de la presión.

10.3.2.- Principio de la manipulación.- El principio de la manipulación consiste en hacer circular aire comprimido (previamente pasado por una válvula reductora de presión constante) a través de un manovacuómetro a columna de mercurio; el dispositivo experimental es mostrado en la figura 10.7.

10.3.3.- Limitaciones de la manipulación.- Dado que el manómetro a columna de mercurio utilizado sólo poseía graduación para poder tomar una lectura límite de 1900 mm Hg, nos vimos limitados para calibrar el manovacuómetro hasta este rango.

10.3.4.- Resultados obtenidos.- Conociendo que 1 Bar = 750 mm Hg., hemos hecho la conversión de unidades de las lecturas tomadas en el manómetro a columna de mercurio y de esta manera hemos determinado la diferencia en mm Hg que tenía el manovacuómetro, de esto deducimos el valor de la presión exacta que será igual a

$$P = P_{man} + \Delta P$$

siendo ΔP = Diferencia entre la presión medida en el manovacuómetro con aquella medida en el manómetro a columna de mercurio.

En la figura 10.8 tenemos la curva de calibración obtenida a partir de las lecturas tomadas.

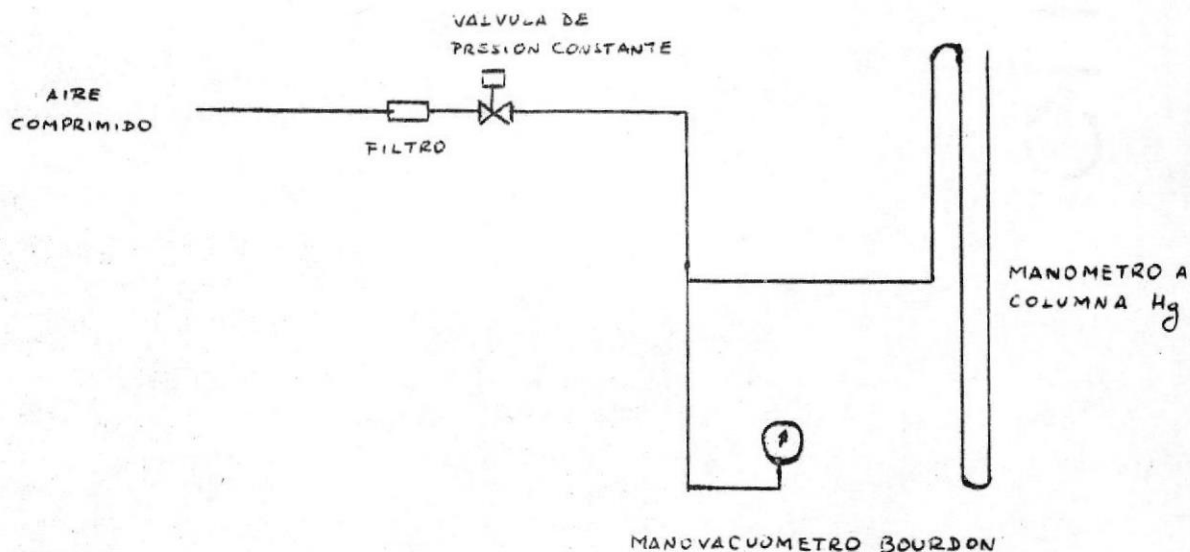
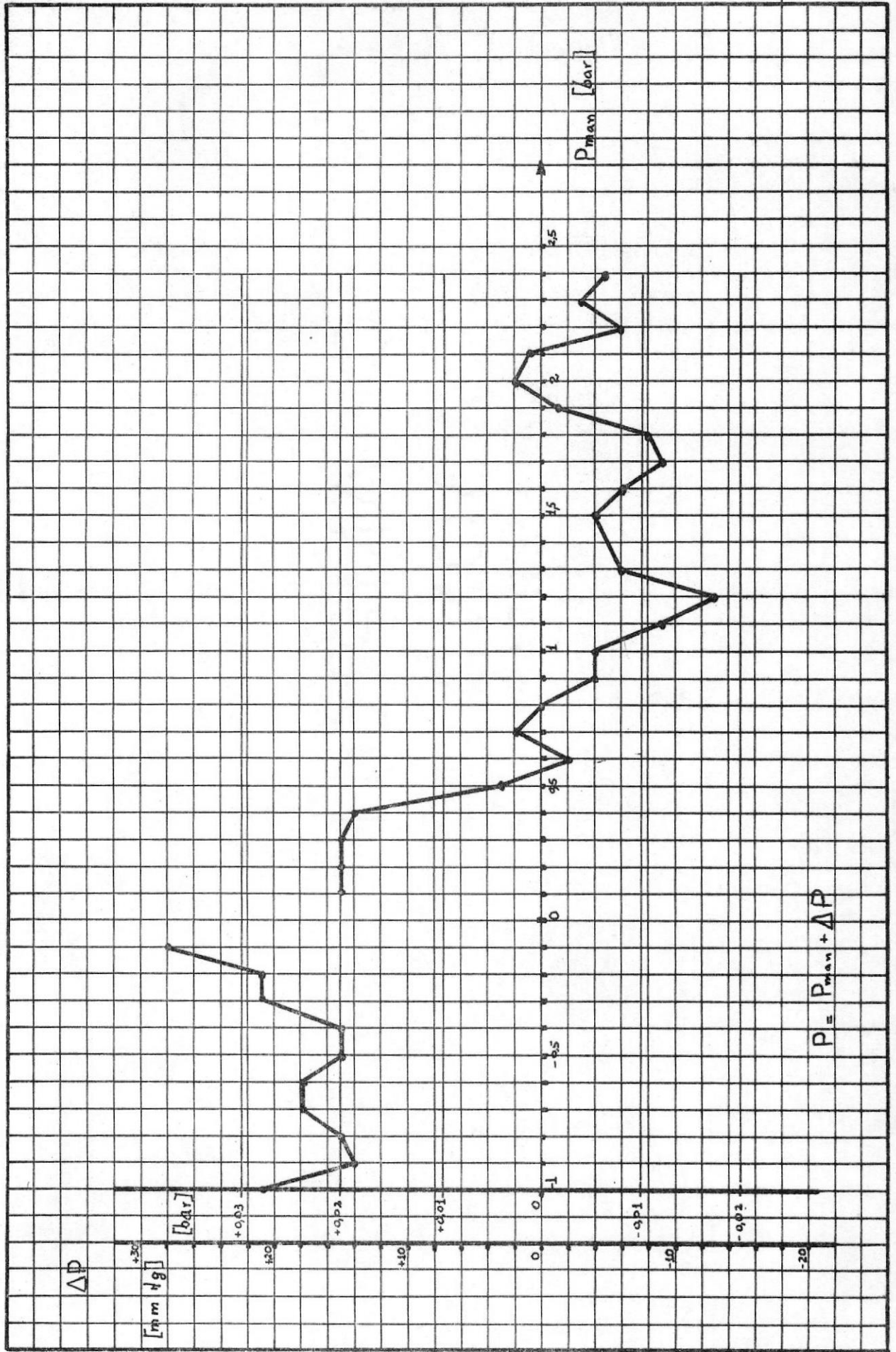


FIGURA 10.7.- Dispositivo experimental.

FIGURA 10.8.- CURVA DE CALIBRACION DEL MANO VACUOMETRO METALICO



ANEXO No. 4

10.4.- Calibración del rotámetro de gas refrigerante.-

10.4.1.- Objeto de la manipulación.- Calibrar el rotámetro medidor del caudal volumétrico del gas refrigerante por medio de un contador volumétrico a gas y utilizando el aire como fluido de ensayo.

10.4.2.- Principio de la manipulación.- El principio de la manipulación consiste en determinar la precisión del rotámetro marca "Brooks" usado en nuestro estudio. Para efectuar las mediciones hemos hecho uso de aire comprimido, cuya presión y caudal eran regulados con la ayuda de una válvula, como instrumento patrón se utilizó un contador volumétrico a gas, mantenido a condiciones normales de presión y temperatura. Para determinar el caudal leído en el rotámetro, nos hemos servido de la relación 8.4 dada Ouziaux-Perrier (42) y mencionada en el capítulo VIII.

$$Q = Q_{\text{aire}} \times \frac{r}{100} \sqrt{\frac{\rho_f - \rho_{\text{aire}}}{\rho_f - \rho}} \times \frac{\rho_{\text{aire}}}{\rho} \quad (8.4)$$

Donde Q = Caudal del gas a ensayar en (m^3/h)

r = Graduación leída en la escala del rotámetro en %

ρ_f = Densidad del flotador del rotámetro en (Kg/m^3)

ρ = Densidad del gas a ensayar en (Kg/m^3)

Para determinar el caudal medido por el contador volumétrico, hemos utilizado la ecuación de los gases perfectos.

$$\frac{P_1 Q_1}{T_1} = \frac{P_2 Q_2}{T_2}$$

$$Q_2 = \frac{P_1 Q_1 T_2}{P_2 T_1} \quad (10.2)$$

Donde: Q_2 = Caudal del gas a ensayar en (m^3/h)

Q_1 = Caudal del aire en (m^3/h)

P_1 = Presión absoluta en condiciones normales

P_2 = Presión del gas real a ensayar en mm Hg

T_2 = $t + 273$ en ($^{\circ}\text{K}$)

T_1 = Temperatura a la entrada del rotámetro en ($^{\circ}\text{K}$)

$$Q_1 = \frac{c \times 3600 \times 10^{-3}}{t'} \quad (10)$$

Donde: c = volumen medido en el contador en (dm^3)

t' = tiempo cronometrado en (seg)

10.4.3.- Dispositivo experimental.- El dispositivo experimental es mostrado en la figura 10.9 y consta de:

1 Válvula reguladora del caudal de aire (V)

2 Termómetros (T)

1 Rotámetro (R)

1 Contador volumétrico a gas (c)

1 manómetro a columna de agua (MCA)

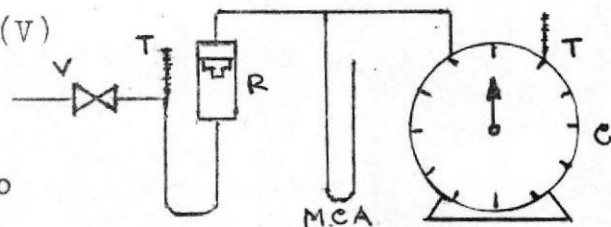
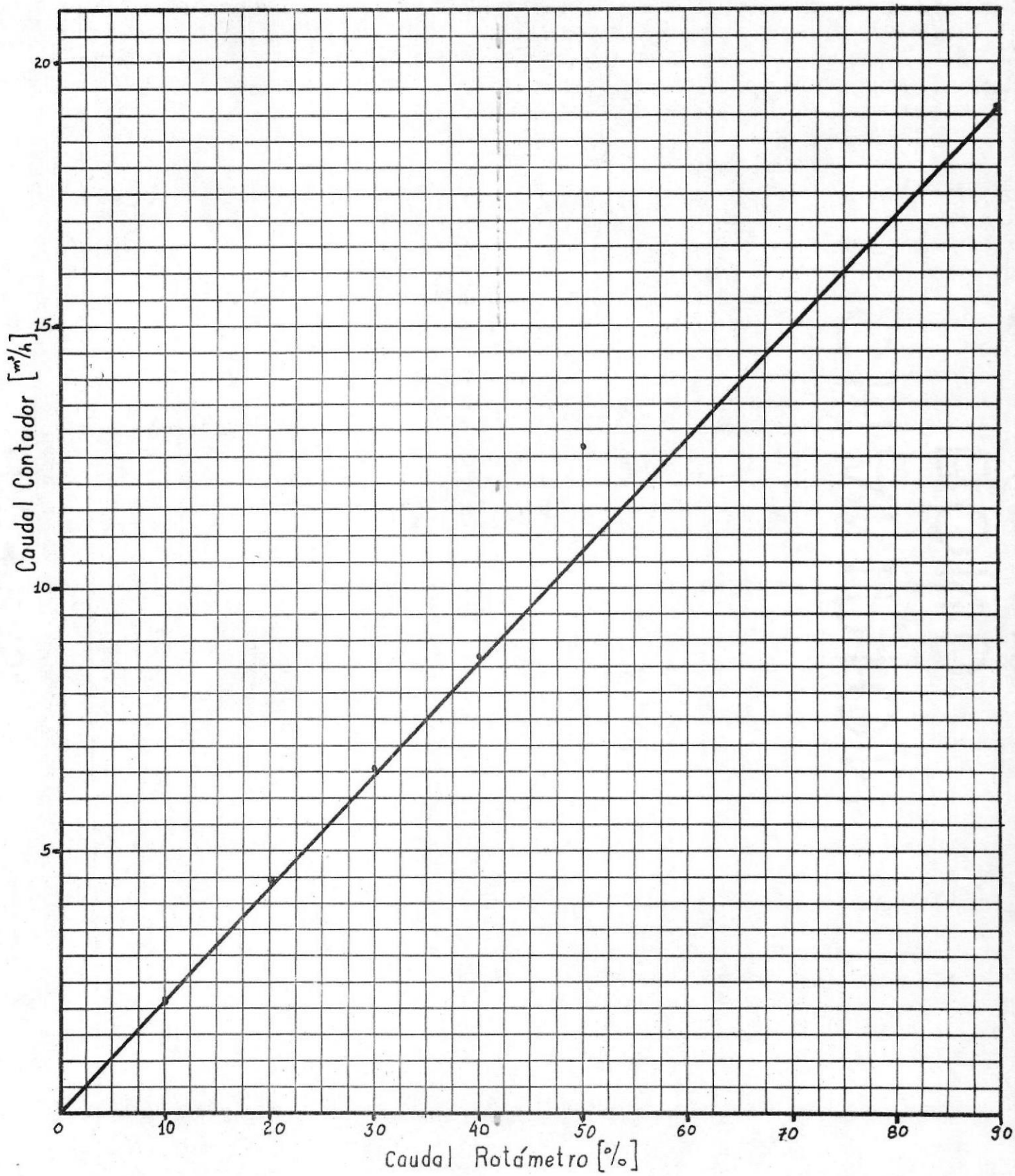


FIGURA 10.9

10.4.4.- Resultados obtenidos.- En la tabla No. 3 damos los valores obtenidos en la manipulación, y en la figura 10.10 se puede observar la curva de calibración del rotámetro.

FIGURA 10.10.- CALIBRACION DEL ROTAMETRO



10.4.5.- Evaluación del error relativo.- Del cálculo de error indicado en la tabla 10.3 podemos observar una dispersión promedio de 5%, la cual es relativamente despreciable, si se toma en cuenta los caudales bastante reducidos, tomados en razón de la capacidad limitada del contador. Estos nos confirma la buena precisión del rotámetro calibrado.

***/**

TABLA 10.3.-CALIBRACION DEL ROTAMETRO

Caudal Rot	Temperatura entrada rotámetro		Presión aire		Presión Absoluta	Volumen Contador	Tiempo cronom.	Caudal	Preal	273	Caudal	Caudal	Error Relat.
	%	°C	°K	mm H ₂ O	mm Hg	mm Hg	dm ³	Seg	m ³ /h	—	—	m ³ /h	
10	22,8	259,8	2	0,148	757,7	25	38,2	2,36	1	0,925	2,17	2,125	2,12
20	22	295	8	0,58	758,23	50	37,5	4,8	1	0,93	4,45	4,25	4,7
30	21,6	294,8	18	1,32	758,97	75	38	7,1	1	0,93	6,59	6,37	5,74
40	21,3	294,3	34	2,5	760,15	100	38,5	9,36	1	0,93	8,7	8,6	1,16
50	21,25	294,2	54	3,97	761,62	125	39,5	13,7	1	0,93	12,7	10,62	19,5

Presión atmosférica = 757,65

1 mm Hg = 13,6 mm H₂O

1°K = °C + 273

P absoluta = Presión manométrica + Presión atmosférica

BIBLIOGRAFIA

- 1) Andersen.- "Automatic Refrigeration" McLaren and sons, London.
- 2) Anderson R. and Russel T.- "Designing for two-phase flow" Part I and II, Chemical Engineering, December 1.965.
- 3) Andreieff G.- "Que faut-il savoir du Freon 22", Revue pratique su Froid, a out 1.955, PP. 25-29, France.
- 4) Ashrae.- "Guide an data book" Systems and Equipment 1.967
(see also 1.970 Systems Volume, chapter 30)
- 5) Asre.- "Air conditioning and refrigeration data book" 1.957
- 6) Baade P.- "Über Die Ölruick fuhrung bei kaltemaschinen F 12"
(Retorno de aceite-F12 en refrigeradores) Kaltetechnik, Heft 1.953.
- 7) Baker O.- "Multiphase flow in pipelines", The oil and gas -- Journal, November 1.958.
- 8) Beltrán Cortez F.- "Consideraciones sobre los aceites lubricantes en las instalaciones frigoríficas"
Revista del Centro experimental del frío, Abril-Junio 1.960.
- 9) Bosworth.C.M.- "Predicting the behavior of oils in refrigeration systems" Refrigerating Engineering, June 1.952.
- 10) Carrier Co.- "System design manual" Part 3, piping design -- 1.960.
- 11) Coates J. and Pressburg B.- "How to analyse two-phase flow", Chemical Engineering, September 1.959.
- 12) Chaddock J.; Werner D. and Papachristou C.- "Pressure drop in the suction lines of refrigerant recirculation systems"
Asurae Trans. Part - II 1.972.

- 13) Chawla J. and Gauler K.- "Einflub des ölgehalt es auf den druckb fall in verdam ferrohren" (Influencia del porcentaje de aceite sobre la caída de presión en evaporadores), Kaltetagung -- 11/10/1.967.
- 14) Chochorowski E.- "Zum problem der ölruck Führung in kompre ssiens kalteanlagen" (Acerca del problema del retorno de aceite en los compresores de las Plantas Frigoríficas) Kalte - Technik-Klimatisierung 21 Jahrgang, heft 10, 1,969.
- 15) Danfoss.- "L' huile dans L' installation frigorifique" Revue pratique du Froid, Juillet-Aout 1.968.
- 16) Dowing R.C.- "Comparação do refrigeração freon 502 com o -- freon 22 E o freon 12" Revista refrigeração, Setembro 1.962 Brasil.
- 17) Duminil M.- "Cours de production du Froid" I.F.F.I. 1.972, Paris.
- 18) Duminil M.- "Fluides, cycles et systemes frigorifiques a basse temperature" Seminaire de la chaine du Froid alimentaire a basse temperature, Fevrier 1.972, Paris.
- 19) Fafournoux J.- "Les écoulements en phase mixte" Revue générale de thermique, Juillet 1.965.
- 20) Ferril H.E.- "Line pressure drop its effects on cooling -- costs" Refrigerating Engineering, November - 1.946.
- 21) Ferril H.E.- "F-12 suction line selector chart and P com putor" Refrigerating/Engineering, February - 1.947.
- 22) Gibbes A.F.- "Effects of mutual solubilities of refrigerant and oil in low pressure systems" The refrigeration Journal, August 1.952 Australia.
- 23) Gigax and Willson K.- "Pressure drop in refrigerating li- quid lines" Refrigerating Enginee- ring, February 1.940.

- 24) Goddard W.B.- "Freon 12 Refrigerating Pipe Sizing" Refrigerating Engineering, Vol. 58, No. 8 August 1.950, PP 753-763.
- 25) Harnish J.R.- "Refrigerating Suction line Piping" Air conditioning heating and ventilating, October - 1.959, PP 61.
- 26) Holladay W.L.- "Determining pressure drop in freon systems" Refrigerating Engineering, September 1.954.
- 27) Hughmark G.A.- "Hold up in gas-liquid flow" Chemical Engineering progress, Vol. 58 No.4 PP.62; April 1.962.
- 28) Hughmark G.A.- "Pressure drop in horizontal and vertical - Co-current gas-liquid flow" J. and E.C. Fundamentals, Vol.2 No.4 P.315, November 1.963
- 29) Jaeger and Loffler.- "Thermodynamische Eigenschaften" (Propiedades termodinámicas de mezcla aceite-refrigerante) Kaltetechnik-klimatisierung, Heft 8/1.970.
- 30) Jaeger and Loffler.- "Über das Verhalten von Öl/R22 Gemischen" (Acerca del comportamiento de mezcla aceite-R22); Kaltetechnik-klimatisierung, Heft 10/1.971.
- 31) Johnston John P.- "When will single refrigerant risers provide proper oil return" Heating, Piping and air conditioning, May 1.961.
- 32) Jordan and Priester.- "Refrigeration and air conditioning" Prentice Hall Inc. New York 1.956.
- 33) King G.- "Pressure drops in refrigerant lines" Ice and refrigeration, February 1.949.
- 34) Komedera M.- "Oil problems in refrigeration systems modern refrigeration" July 1.965.
- 35) Kuprianoff J., Plank R., Steinle H.- "Handbuch der Valletechnik" IV Tome, dis Kaltemittel 1.956.
- 36) Lawrence A.H.- "Introducing Freon 22" Canadian refrigeration Journal, August 1.954 PP.26-27-52.

- 37) Leegard and Dodson.- "Fundamentals of refrigerant piping for Freon 12 and Freon 22 systems" Refrigerating Engineering, May -- 1.952.
- 38) Lepelre G.A. De.- "Tables thermodynamiques du R12 et du R22 en unités S.I" I.I.F. Paris.
- 39) Little J.- "Viscosity of lubricating oil F-22 mixtures" Refrigerating Engineering, November 1.952.
- 40) Lockhart R.W. and Martinelli R.C.- "Proposed correlation of data for isothermal two-phase two component flow in pipes" Chemical Engineering progress, - January 1.949.
- 41) Mickle E.W.- "Refrigerating piping design" Australian re--frigeration, air conditioning and heating, - February 1.966.
- 42) Ouziaux R. et Perrier J.- "Mecanique appliquée I." Dunod -- 1.958.
- 43) Parmelee H.M.- "Viscosity of refrigerant-oil mixtures at evaporators conditions" Ashrae transactions vol. 70, 173 (1.964).
- 44) Philippe M.W.- "La lubrification des appareils frigorifiques" Revue générale du froid, mars-avril 1.954.
- 45) Riedle K.; Macken N., Gouse W.- "Oil transport by refrigerant vapor" Ashrae transactions part II 1.972.
- 46) Stoecker W.- "Refrigeración y acondicionamiento del aire" Mc. Graw Hill, New York 1.958 (Traducción - española Ediciones Del Castillo, Madrid).
- 47) Sundercombe B.E., Airah.- "Oil-help or hindrance?" Airah -- Conference Paper 1.968 Session 78.
- 48) Toraille L.- "Contribution A L'étude des pertes de charge en écoulement diphasique" Memoire D'ingénieur Cnam. Juin 1.972, Paris.

- 49) Wallis G.B.- "Annular flow two-phase flow" Parts I-II
Journal of basic Engineering transactions,
Asme vol. 92D PP.59-72-73-82, 1.970.